

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS
Departamento de Ingeniería Química



TESIS DOCTORAL

Transferencia de materia en líquidos newtonianos y no newtonianos : burbujeo de gases en tanques agitados

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR
PRESENTADA POR

José Antonio Ávila Santiago

Madrid, 2015

José Antonio Avila Santiago

TP
1982
1986



X-53-044262-Y

TRANSFERENCIA DE MATERIA EN LIQUIDOS NEWTONIANOS
Y NO NEWTONIANOS: BURBUJEO DE GASES EN TANQUES AGITADOS

Departamento de Ingeniería Química
Facultad de Ciencias Químicas
Universidad Complutense de Madrid
1982



BIBLIOTECA

Colección Tesis Doctorales. Nº 196/82

© José Antonio Avila Santiago
Edita e imprime la Editorial de la Universidad
Complutense de Madrid. Servicio de Reprografía
Notariado, 3 Madrid-8
Madrid, 1982
Xerox 9200 XB 480
Depósito Legal: M-24229-1982

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

**TRANSFERENCIA DE MATERIA EN LIQUIDOS
NEWTONIANOS Y NO NEWTONIANOS: BURBUJEO
DE GASES EN TANQUES AGITADOS**

MEMORIA
Que para optar al grado de
Doctor en Ciencias Químicas

PRESENTA
JOSE ANTONIO AVILA SANTIAGO

Madrid, 1981

La presente investigación, se realizó en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense de Madrid, bajo la dirección del Catedrático Dr. D. Enrique Costa Novella y del Profesor Adjunto Dr. D. José Aguado Alonso, en quienes siempre encontré el estímulo, la ayuda y consejos que posibilitaron mi labor, y a quienes expreso aquí mi más sincero agradecimiento.

Conste aquí mi gratitud a todo el Claustro de Profesores de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense de Madrid donde cursé mis estudios y a quienes debo toda mi formación científica y técnica, y a todos mis compañeros de Departamento por su desinteresada ayuda en cuantas ocasiones fue necesaria.

Finalmente debo expresar también mi agradecimiento a la Srta. M^a Isabel - Avila Santiago que mecanografió esta memoria, al Ministerio de Educación y Ciencia por la beca que me otorgó durante el desarrollo de mi trabajo y la ayuda económica prestada para la adquisición del material necesario, y a la empresa SNIACE que me facilitó la carboximetilcelulosa sódica utilizada en esta investigación.

"

INDICE

1. RESUMEN	1
2. INTRODUCCION	6
2.1 Comportamiento de los fluidos. Fluidos no newtonianos. Características e interés de los mismos.	6
2.1.1. Fluidos viscosos puros.	7
2.1.2. Fluidos newtonianos.	7
2.1.3. Fluidos viscosos puros no newtonianos.	8
2.1.4. Fluidos viscoelásticos.	11
2.1.5. Fluidos plásticos.	12
2.1.6. Interés de los fluidos no newtonianos.	13
2.2 Transferencia de materia en fluidos no newtonianos.	15
2.2.1. Transferencia de materia en columnas.	16
2.2.2. Transferencia de materia en tanques agitados.	22
2.3 Métodos de determinación de coeficientes de transferencia de oxígeno volumétricos en tanques agitados con burbujeo de gases.	28
2.3.1. Método del sulfito.	28

III

2.3.2. Método de la absorción de oxígeno.	29
2.3.3. Método de la desorción de oxígeno con nitrógeno.	30
2.4 Objeto y alcance de la presente investigación.	31
3. APARATO	34
3.1. Sistema de contacto.	35
3.2. Sistema de agitación medida y control.	35
3.3. Sistema de flujo de gas.	36
3.4. Sistema de calefacción, medida y control de la temperatura.	36
3.5. Sistema medidor de oxígeno disuelto.	37
4. MATERIALES Y PROCEDIMIENTO	40
4.1. Productos utilizados.	40
4.2. Procedimiento operativo.	41
5. RESULTADOS EXPERIMENTALES	44
5.1. Difusor plano y agitadores de seis paletas.	44
5.1.1. Experimentos previos.	44
5.1.2. Influencia de la velocidad superficial de paso de gas.	44
5.1.3. Influencia de la velocidad de agitación.	45
5.1.4. Influencia del diámetro del agitador.	45
5.1.5. Influencia del diámetro del tanque.	45
5.1.6. Influencia de la distancia entre el difusor y el agitador.	45
5.1.7. Influencia de la altura de líquido en el tanque.	46
5.2. Difusor toroidal y agitadores de seis paletas.	46
5.2.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas.	46
5.2.2. Influencia de la velocidad de agitación.	46

IV

5.3. Difusor plano y agitadores de cuatro paletas.	46
5.3.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas.	46
5.3.2. Influencia de la velocidad de agitación.	47
6. DISCUSION DE LOS RESULTADOS	89
6.1. Difusor plano y agitadores de seis paletas.	90
6.1.1. Experimentos previos.	90
6.1.2. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas.	91
6.1.3. Influencia de la velocidad de agitación.	92
6.1.4. Influencia del diámetro del agitador.	93
6.1.5. Influencia del diámetro del tanque.	94
6.1.6. Influencia de la distancia entre el difusor y el agitador.	94
6.1.7. Influencia de la altura de líquido en el tanque.	95
6.1.8. Correlación de los datos experimentales.	95
6.2. Difusor toroidal y agitadores de seis paletas.	101
6.2.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas.	101
6.2.2. Influencia de la velocidad de agitación.	101
6.2.3. Correlación de los datos experimentales.	102
6.3. Difusor plano y agitadores de cuatro paletas.	103
6.3.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas.	103
6.3.2. Influencia de la velocidad de agitación.	103
6.3.3. Correlación de los datos experimentales.	104
6.4. Correlación general para cualquier tipo de agitador y difusor.	105
6.5. Determinación indirecta de áreas interfaciales.	106
7. CONCLUSIONES	133

8. RECOMENDACIONES	136
9. APENDICE	137
9.1. Aparato: Detalles y accesorios.	137
9.1.1. Tanques.	137
9.1.2. Agitadores.	137
9.1.3. Cubiertas de los tanques.	138
9.1.4. Difusores.	138
9.1.5. Medida del caudal del gas.	138
9.1.6. Termómetros.	139
9.1.7. Manómetros.	139
9.2. Sistema medidor de oxígeno.	139
9.3. Correlación de las variables que afectan al coeficiente de transferencia de materia volumétrico.	141
9.4. Propiedades físicas de los sistemas gas-líquido empleados.	144
9.4.1. Coeficiente de difusión del oxígeno en disoluciones de carboximetilcelulosa.	144
9.4.2. Parámetros reológicos del líquido.	145
9.4.3. Densidad del líquido.	145
9.4.4. Tensión superficial del líquido.	146
9.5. Programas de regresión.	146
9.5.1. Regresión lineal múltiple (1R).	146
9.5.2. Regresión no lineal (3R).	150
9.5.3. Ejemplos de los programas de regresión.	154
9.6. Cálculo de un experimento completo.	155
9.6.1. Determinación del coeficiente volumétrico.	155
9.6.2. Determinación de los parámetros reológicos del fluido.	156
BIBLIOGRAFIA	187

1. RESUMEN

La investigación motivo de esta Tesis Doctoral, forma parte del programa que se viene desarrollando en el laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense de Madrid sobre transferencia de materia.

En esta memoria se informa sobre los resultados obtenidos en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos a través de líquidos newtonianos y no newtonianos en procesos de burbujeo de gases en tanques cilíndricos agitados.

A tal fin se preparó una instalación de laboratorio, constituida básicamente por un tanque de vidrio dotado del correspondiente sistema de agitación con su equipo de medida y control, un difusor situado en el fondo de aquél, un sistema de medida de la concentración de oxígeno disuelto y un sistema de calefacción de temperatura controlada.

Se utilizaron como fluidos no newtonianos disoluciones -

acuosas de carboximetilcelulosa de concentraciones comprendidas entre 0.0 y 1.5%, determinándose en cada caso la cantidad de oxígeno disuelto en función del tiempo mediante un electrodo medidor de oxígeno.

Se seleccionaron las variables más significativas que eran de esperar afectasen al coeficiente de transferencia de materia volumétrico, y tras reunir las consecuentemente en grupos adimensionales, se estudió la influencia de las mismas.

Las variables consideradas fueron:

- Velocidad superficial de paso del gas (V_g)
- Velocidad de agitación (N)
- Diámetro del agitador (T)
- Diámetro del tanque (D)
- Índice de consistencia del fluido (k)
- Altura de líquido en el tanque (H)
- Distancia entre el difusor y el agitador (h)
- Densidad del líquido (ρ)
- Tensión superficial del líquido (σ)
- Coeficiente de difusión del gas (D_L)
- Tipo de agitador
- Tipo de difusor

Se estableció un modelo matemático para el proceso de desorción del oxígeno disuelto por arrastre con nitrógeno, cuya ecuación diferencial, tras ser integrada, permitía expresar el coeficiente de transferencia de materia volumétrico, $K_L a$, en función de las variables medidas en cada experimento.

Analizada experimentalmente la influencia de los diversos grupos adimensionales, sobre el coeficiente de transferencia de ma

teria volumétrico, se obtuvieron las siguientes ecuaciones empíricas, capaces de reproducir los datos experimentales con errores - medios inferiores al 10%.

Para agitadores de seis paletas y difusor plano:

$$Sh = 6.44 Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad We < 220$$

$$Sh = 1.00 Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D \quad We > 220$$

o bien:

$$Sh = 8.38 Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) Na^{-0.40} T/D$$

para cualquier valor del número de Weber.

Para agitadores de seis paletas y difusor toroidal:

$$Sh = 7.74 Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad We < 220$$

$$Sh = 1.11 Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D \quad We > 220$$

o bien:

$$Sh = 9.63 Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) Na^{-0.40} T/D$$

para cualquier valor del número de Weber.

Para agitadores de cuatro paletas y difusor plano:

$$Sh = 4.66 Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D$$

para cualquier valor del número de Weber.

Finalmente sea cualquiera el tipo de agitador o el de difusor se proponen las siguientes correlaciones:

Cuando no existe rotura de la superficie del liquido:

$$Sh = a Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D$$

Cuando existe rotura de la superficie del liquido:

$$Sh = b Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D$$

o bien la expresión única:

$$Sh = c Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) Na^{-0.40} T/D$$

pudiéndose determinar los coeficientes a, b y c mediante un reducido número de experimentos.

Las correlaciones obtenidas en esta investigación se compararon con las propuestas por otros autores, encontrándose pequeñas discrepancias en la influencia de las distintas variables. Se considera que estas diferencias son debidas fundamentalmente a las siguientes causas:

i) Tratamiento más general en esta investigación, en la que se tuvo en cuenta mayor número de variables.

ii) Utilización de los parámetros reológicos del líquido no newtoniano (índice de consistencia, k, e índice de comportamiento, n) en lugar de la viscosidad aparente media del líquido, que presenta un considerable error en su determinación debido a su dependencia con el gradiente de velocidad local.

Por consiguiente, consideramos que las correlaciones obtenidas en esta investigación son de mayor generalidad y proporcionan los coeficientes de transferencia de materia volumétricos a través de la fase líquida, en tanques agitados, mucho más precisos que los calculados con las correlaciones hasta ahora disponibles.

Para el caso de agitadores de cuatro paletas, y mediante la técnica de disolución de sólidos puros, se dedujo en nuestro laboratorio una correlación para el coeficiente de transferencia de materia, K_L , a través de fluidos newtonianos y no newtonianos, en tanques cilíndricos.

A partir de dicha correlación y de la deducida en el presente trabajo para el coeficiente, $K_L a$, con el mismo sistema de contacto se deduce:

$$(aT) = 3.50 \left[\frac{\rho N^2 T^3}{\sigma} \right]^{0.59} \left[\frac{NT}{Vs} \right]^{-0.40}$$

expresión que permite el cálculo del área interfacial efectiva, a , en tanques cilíndricos, con agitadores de cuatro paletas y difusor plano, como los empleados en la presente investigación, a partir exclusivamente de propiedades físicas y geométricas del sistema.

2. INTRODUCCION

2.1. COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS. FLUIDOS NO NEWTONIANOS. CARACTERISTICAS E INTERES DE LOS MISMOS

Un fluido puede definirse como toda sustancia cuya forma varía continuamente bajo la acción de una fuerza rasante, por muy pequeña que sea.

Bajo esta definición pueden agruparse sustancias tan dispares como el aire, agua, vidrio o metales fundidos, polímeros de alto peso molecular, etc. El diferente comportamiento de unos fluidos respecto a otros depende no sólo de la naturaleza de los mismos sino también de sus condiciones de flujo.

De modo general dicho comportamiento viene regido por las denominadas ecuaciones constitutivas o reológicas de estado, que expresan la relación entre las fuerzas de contacto o tensiones que actúan sobre los fluidos (representados por el tensor de tensiones \bar{T}) y el movimiento y consiguiente deformación de los mismos

(representado por el tensor de velocidad de deformación \bar{D}). La clasificación de los fluidos se realiza dependiendo de la forma de dichas ecuaciones reológicas.

2.1.1. Fluidos viscosos puros

Fueron definidos por Stokes en 1848 (56), como aquellos en los que la tensión en cada uno de sus puntos, en un momento dado, está determinada exclusivamente por la velocidad de deformación en dicho punto, es decir:

$$\bar{T} = f (\bar{D}) \quad [2-1]$$

Un fluido viscoso puro e isotrópico, es decir, con propiedades independientes de la dirección que se considere, se denomina fluido stokesiano; para éstos, la expresión general [2-1] toma la forma:

$$\bar{T} = \alpha_0 \bar{e} + \alpha_1 \bar{D} + \alpha_2 \bar{D}^2 \quad [2-2]$$

representándose por \bar{e} , el tensor unidad, y por α_0, α_1 y α_2 , tres funciones polinómicas de las invariantes principales I, II y III del tensor velocidad de deformación (19).

2.1.2. Fluidos newtonianos

Son aquellos fluidos stokesianos en los que la función [2-2] es lineal, es decir, $\alpha_2 = 0$ y por lo tanto:

$$\bar{T} = \alpha_0 \bar{e} + \alpha_1 \bar{D} \quad [2-3]$$

sus coeficientes α_0 y α_1 , vienen dados por las siguientes expresiones:

$$\alpha_0 = -p + \lambda \nabla \cdot \vec{v} \quad [2-4]$$

$$\alpha_1 = 2\mu \quad [2-5]$$

siendo p , la presión termodinámica o la presión media según que el fluido sea compresible o no, λ un factor relacionado con la viscosidad volumétrica (λ) y μ la viscosidad rasante u ordinaria. De las ecuaciones [2-3] a [2-5] se deduce la ecuación reológica explícita de los fluidos newtonianos:

$$\vec{T} = (-p + \lambda \nabla \cdot \vec{v}) \vec{e} + 2\mu \vec{D} \quad [2-6]$$

y en el caso de que el fluido sea incompresible, como $\nabla \cdot \vec{v} = 0$:

$$\vec{T} + p \vec{e} = 2\mu \vec{D} \quad [2-7]$$

2.1.3. Fluidos viscosos puros no newtonianos

Son aquellos fluidos stokesianos que no cumplen la relación lineal [2-3] o [2-6] entre el tensor de tensiones y el de velocidad de deformación. Aunque tampoco la relación no lineal [2-2] entre dichos tensores se ajusta exactamente al comportamiento de este tipo de fluidos, dicha relación puede servir de base para la formulación de modelos empíricos que predigan los aspectos más característicos de su comportamiento.

En este sentido los coeficientes de la ecuación [2-2] tienen el siguiente significado: $\alpha_0 = -p$, es un coeficiente dinámico a determinar en cada caso; $\alpha_1 = 2\mu_a$, una función de las invariantes II y III del tensor velocidad de deformación \vec{D} , cuya mitad se denomina viscosidad aparente, a fin de establecer un cierto paralelismo con el correspondiente coeficiente de los fluidos newtonianos, la viscosidad ordinaria; α_2 , otra función de los invariantes anteriormente citados, que constituye un coeficiente reológico relacionado con las tensiones normales.

Dado que se desconoce la funcionalidad de la viscosidad - aparente con el invariante III del tensor velocidad de deformación, y tampoco resulta posible la medida o estimación del coeficiente - α_2 , asociado según se acaba de indicar a las tensiones normales, que no afectan a las relaciones entre las tensiones rasantes y la velocidad de deformación, en la práctica se prescinde de éste último y se suponen para la viscosidad aparente expresiones, en función del tensor velocidad de deformación, de la forma

$$\nu_a = f(\gamma) \quad [2-8]$$

siendo:

$$\gamma^2 = 2 \operatorname{tr} \bar{D}^2 \quad [2-9]$$

Con ello, de la ecuación [2-2] se deduce:

$$\bar{T} + p \bar{e} = 2 \nu_a \bar{D} \quad [2-10]$$

Los distintos modelos empíricos propuestos para fluidos - viscosos puros no newtonianos, corresponden a distintas formas de la función representativa de la viscosidad aparente. Se destacan a continuación los más importantes:

Modelo potencial o de Ostwald- de Waele-Nutting

Fue propuesto por estos autores en 1.960 (50).

La función representativa de la viscosidad aparente es:

$$\nu_a = k \gamma^{n-1} \quad [2-11]$$

representando k y n dos parámetros, función de la temperatura que han de determinarse experimentalmente. Para valores de $n = 1$ y $k = \mu$, la ecuación [2-11] indica la coincidencia entre las viscosidades aparente y ordinaria, reduciéndose este modelo al represen

tativo de los fluidos newtonianos incompresibles, ecuación [2-7] .

Por ello, se considera que el parámetro n representa el - grado de desviación del comportamiento newtoniano y se denomina índice de comportamiento de flujo, reservándose el nombre de índice de consistencia, para el parámetro k .

De acuerdo con la ecuación [2-11] , para valores de $n < 1$, la viscosidad aparente disminuye al aumentar la velocidad de deformación, denominándose a este tipo de fluidos, pseudoplásticos.

Si $n > 1$, la viscosidad aparente aumenta con la velocidad de deformación, fluidos dilatantes.

El principal inconveniente del modelo potencial es que en los casos extremos

$$\gamma \rightarrow 0$$

y

$$\gamma \rightarrow \infty$$

no predice el comportamiento newtoniano que parece deben adquirir en todos los fluidos reales. En efecto, según la ecuación [2-11] , para $\gamma \rightarrow 0$, la viscosidad aparente de los fluidos pseudoplásticos se hace infinita y la de los fluidos dilatantes se anula, ocurriendo lo contrario en el caso de $\gamma \rightarrow \infty$, para corregir tales inconvenientes se propusieron nuevos modelos.

Modelo de Ellis, Hermes y Fredrickson

Modelo propuesto por estos autores en 1.964 (31).

A la función [2-8] se le da la forma:

$$\mu_a = \frac{1}{\frac{1}{\mu_0} + k^{-1} \gamma^{1-n}} \quad [2-12]$$

representando μ_0 el valor de la viscosidad aparente cuando $\dot{\gamma} \rightarrow 0$. Corrige los efectos del modelo potencial para esta condición límite, y será apropiado para velocidades de deformación muy moderadas. Para valores de $\mu_0 \rightarrow \infty$, este modelo se reduce al potencial, ecuación [2-11].

Modelo de Sisko

Este modelo fue propuesto por Sisko en 1.958 (54).

En este caso, la expresión de la viscosidad aparente, toma la forma

$$\mu_a = 2 \mu_\infty + k \dot{\gamma}^{n-1} \quad [2-13]$$

donde μ_∞ es el valor de la viscosidad aparente cuando $\dot{\gamma} \rightarrow \infty$. Corrige los inconvenientes del modelo potencial para $\dot{\gamma} \rightarrow \infty$ y será apropiado para velocidades de deformación muy elevadas. Para valores de $\mu_\infty \rightarrow 0$ se reduce al modelo potencial.

2.1.4. Fluidos viscoelásticos

Existen sustancias cuyo comportamiento corresponde en parte al de los fluidos y en parte al de los sólidos, en el sentido de que el trabajo necesario para alcanzar una cierta deformación de los mismos, ni es recuperable totalmente como en el caso de los sólidos, ni se disipa por completo como en el de los fluidos. A tales sustancias se las denomina viscoelásticas.

El principal fenómeno que distingue a las sustancias viscoelásticas de los fluidos viscosos puros, es que aquellas se recuperan parcialmente de cualquier deformación cuando se interrumpe la tensión que la produjo. Las teorías de la viscoelasticidad, tanto la lineal como las más generales son muy complejas (31). Entre las sustancias viscoelásticas, de acuerdo con Fredrikson (31),

se incluirán las denominadas tixotrópicas y antitixotrópicas o reopéxicas, que otros autores (30, 32) no incluyen en este grupo.

Si sometido un fluido viscoelástico a tensiones y velocidades de deformación primero crecientes y luego decrecientes, aquel presenta un ciclo de histéresis, es decir, las curvas tensión-velocidad de deformación que corresponden a ambos periodos no coinciden, un fluido viscoelástico será tixotrópico (seudoplástico o dilatante) si su consistencia disminuye con el tiempo y antitixotrópico o reopéxico (seudoplástico o dilatante) si su consistencia aumenta con aquel.

2.1.5. Fluidos plásticos

En este tipo de fluidos las propiedades derivadas de la viscosidad y de la elasticidad pueden manifestarse simultáneamente en distintas porciones del fluido que circula, contrariamente al caso de los fluidos viscoelásticos en que ambos grupos de propiedades se manifiestan simultáneamente en todo el fluido. Es decir, una porción de un fluido plástico puede conducirse como líquido y otra como sólido, sin querer decir con ello que la sustancia sea reológicamente heterogénea, sino que la diferencia de comportamiento surge de la diferencia de las tensiones que actúan en las distintas partes de aquella.

Estos fluidos fueron estudiados por Bingham y Green en 1.919 (7), quienes observaron que los mismos no comenzaban a fluir hasta que la tensión que se les aplicaba no sobrepasaba un cierto valor denominado tensión crítica de flujo τ_c .

Para estos fluidos se ha propuesto (45, 29) el modelo constituido por las ecuaciones [2-8] a [2-10], asignando a la función [2-8] la forma:

$$\mu_a = \frac{\mu_p}{1 - \frac{\tau_c}{\tau}}$$

2-14

pudiendo apreciarse que la viscosidad aparente μ_a se hace infinita cuando $\tau = \tau_c$, aproximándose al valor límite μ_p para valores elevados de la tensión rasante τ .

Los fluidos plásticos ideales o de Bingham, a partir de la tensión crítica de flujo, muestran una relación lineal entre la tensión y la velocidad de deformación, mientras que los fluidos plásticos reales no muestran tal relación lineal hasta valores muy elevados de la velocidad de deformación.

Modernamente se niega que alguna sustancia se comporte verdaderamente como fluido plástico, pues se considera que desde que se aplica la tensión todas las sustancias empiezan a deformarse. Se atribuye el establecimiento de este tipo de fluidos a la falta de datos precisos en el límite $\tau \rightarrow 0$, debido a dificultades experimentales.

2.1.6. Interés de los fluidos no newtonianos

En gran parte de las modernas industrias hay que encararse frecuentemente con la necesidad de diseñar aparatos e instalaciones para el transporte o procesamiento de fluidos no newtonianos. Los ejemplos son numerosos.

Industria alimentaria. Las pastas, emulsiones y suspensiones que se manejan en esta industria constituyen siempre fluidos no newtonianos, así, los jugos y mermeladas de fruta, los aceites vegetales, las mayonesas, las gelatinas y la miel se comportan como fluidos tixotrópicos pseudoplásticos.

Industrias de la fermentación. Los caldos de fermentación, al progresar ésta y crecer la masa celular, sobre todo en los cultivos miceliares, tiende a estructurar al fluido, así como los polisacáridos extracelulares, manifiestan un complicado comportamiento reológico frecuentemente con características de plasticidad, -seudoplasticidad, viscoelasticidad, etc., (32). Así, el micelio de penicilina ofrece un comportamiento seudoplástico.

Por otra parte, investigaciones recientes (48) ponen de manifiesto que la adición de pequeñas cantidades de polímeros solubles en agua, como la carboximetilcelulosa y poliacrilamida, que varían las características reológicas del caldo inicial, pueden favorecer el desarrollo de ciertas fermentaciones al proteger a los microorganismos contra las tensiones provocadas por la agitación.

Industria textil. Las hileras de esta industria reciben - siempre fluidos no newtonianos, bien se trate de rayón o de otras fibras. En efecto, las disoluciones de ésteres celulósicos en disolventes orgánicos y, en general, las soluciones de celulosa y sus derivados suelen tener frecuentemente un comportamiento seudoplástico.

Por otra parte, también los colorantes y aprestos utilizados en esta industria ofrecen comportamiento reológico variado.

Industria papelera. Las suspensiones de pulpa de papel son seudoplásticas y exhiben simultáneamente efectos tixotrópicos.

Industrias de los plásticos y caucho. Los polímeros fundidos y sus disoluciones muestran generalmente marcados efectos viscoelásticos. Las disoluciones de caucho en tolueno son seudoplásticas.

Industrias de pinturas, barnices, pigmentos y tintas. Casi todas las pinturas son tixotrópicas seudoplásticas. Las suspensiones de pigmentos y las tintas de imprenta sin dilatantes.

Industria petrolífera. Las suspensiones de arcilla utilizadas como lubricantes en las perforaciones petrolíferas se comportan como fluidos plásticos reales.

Industria metalúrgica. En los procesos hidrometalúrgicos de flotación es frecuente la adición de pequeñas cantidades de polímeros solubles que comunican peculiaridades reológicas variadas a los medios flotantes.

Industria en general. La mayoría de los aceites y grasas lubricantes se comportan como fluidos no newtonianos de carácter diverso.

Ingeniería sanitaria. Las aguas residuales o lodos se comportan generalmente como fluidos plásticos de Bingham, circunstancia que habrá que tener en cuenta al proyectar las redes de alcantarillado de los núcleos urbanos.

Los ejemplos considerados ponen claramente de manifiesto la importancia creciente de los fluidos no newtonianos y la necesidad de investigar el transporte de cantidad de movimiento, energía y materia en el seno de los mismos.

2.2 TRANSFERENCIA DE MATERIA EN FLUIDOS NO NEWTONIANOS

En los últimos 25 años la tecnología de los fluidos no newtonianos se ha desarrollado considerablemente sobre todo en cuanto se relaciona a la mecánica de su flujo, a su mezcla y a la transmisión de calor a su través. Astarita y Mashelkar (3) hacen una extensa revisión de la bibliografía existente sobre el transporte de cantidad de movimiento, energía y materia en estos fluidos.

La información disponible sobre transferencia de materia es bastante más reducida. Se pasa revista a continuación a la más destacada, clasificando los distintos sistemas según que el movimiento relativo de ambas fases se deba exclusivamente a la diferen

cia de densidad de la misma (transferencia de materia en columnas), o sea debido a la aplicación de fuerzas exteriores (transferencia de materia en tanques agitados). A su vez dentro de cada uno de estos apartados se distinguirán dos casos:

- El área de contacto entre ambas fases es conocida en cuyo caso se determinará directamente el coeficiente individual de transferencia de materia K_L .

- No se conoce el área interfacial de contacto, obteniéndose el coeficiente de transferencia de materia volumétrico K_L^a , producto del coeficiente individual por la superficie interfacial por unidad de volumen del sistema, a .

2.2.1. Transferencia de materia en columnas

Las columnas se emplean casi exclusivamente para el estudio de la transferencia de materia entre gases y líquidos. Los sistemas de área interfacial conocida se basan en el descenso de la fase líquida en forma de capa sobre una superficie sólida, de área perfectamente determinada, circulando el gas en contracorriente, mientras que los sistemas de área desconocida consisten en el burbujeo del gas en el seno del líquido que desciende por gravedad ocupando toda la sección transversal de la columna.

i) Columnas de superficie de contacto conocida

Es de destacar la escasez y la heterogeneidad de la información existente en la bibliografía sobre transferencia de materia gas-líquido no newtoniano en sistemas de área de contacto conocida.

Luikov y col. (35) hacen un estudio analítico y experimental sobre la transferencia de materia en la capa límite de un fluido viscoelástico que se desplaza a lo largo de una placa plana. Los datos experimentales se ajustan perfectamente al modelo -

propuesto.

Harris y Wilkinson (33) tratan teóricamente el transporte de cantidad de movimiento, energía y materia en el flujo turbulento de fluidos pseudoplásticos. Estudian las analogías entre los tres tipos de transporte y aplican una teoría del tipo Prandtl-Taylor sobre la turbulencia (20), con miras a sentar bases adecuadas para la correlación de datos experimentales.

Por otra parte, Mashelkar y col. (16, 36) y Mishra y Mishra (39) de forma independiente, en el caso de absorción de gases en líquidos no newtonianos que descienden en forma de capas sobre superficies planas o esféricas, integran las correspondientes ecuaciones de capa límite para llegar a expresiones teóricas de los coeficientes de transporte.

Recientemente en nuestros laboratorios (23, 24) se ha estudiado la absorción de oxígeno y anhídrido carbónico en fluidos newtonianos y no newtonianos, utilizando para ello una columna de esferas y cilindros de superficie de contacto perfectamente conocida, proponiéndose la siguiente correlación:

$$\frac{K_L D_{eq}}{D_L} = 7.7 \left[\frac{L_m^{2-n} \rho}{k D_{eq}^{2(1-n)}} \right]^{2/3} \left[\frac{k D_{eq}^{2(1-n)}}{\rho D_L^{2-n}} \right]^{1/3} \quad [2-15]$$

siendo: D_{eq} , el diámetro equivalente de la columna; D_L , el coeficiente de difusión del gas en el líquido; L_m , el caudal de mojado del líquido; ρ , la densidad del líquido; k , el índice de consistencia del líquido y, n , su índice de comportamiento de flujo.

ii) Columnas de burbujeo

Barnett y col. (5) estudian la absorción de burbujas aisladas de CO_2 en el seno de carboximetilcelulosa. Pusieron de mani-

fiesto la importancia de la deformación de las burbujas, cuyo efecto se hacía más patente al aumentar el carácter no newtoniano del líquido.

Calderbank y col. (13) investigan la absorción de burbujas aisladas de CO_2 en el seno de agua y de disoluciones acuosas de glicerina y óxido de polietileno. Simultáneamente y en cada momento medían: el caudal de absorción, la forma, el área y la velocidad de las burbujas. Compararon sus datos con los modelos teóricos existentes y esbozan una nueva teoría sobre transferencia de materia en la estela de las burbujas.

Bhavaraju, Mashelkar y Blanch (6) desarrollan un estudio meramente teórico, integrando las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento y materia para las condiciones límites que corresponden a una burbuja aislada que asciende en el seno de un líquido pseudoplástico. Evalúan así el número de Sherwood y el factor de rozamiento, encontrando que ambos crecen al hacerlo el carácter pseudoplástico del líquido. En el caso de burbujas múltiples sus desarrollos teóricos les conducen a que el número de Sherwood, y el factor de rozamiento disminuyen al aumentar la pseudoplasticidad.

Buchholz y col. (10) evaluaron experimentalmente el coeficiente de transferencia de oxígeno volumétrico en columnas de burbujeo con soluciones acuosas de carboximetilcelulosa de elevada viscosidad, en función del caudal de gas de la concentración de ppm, de la que dependían sus parámetros reológicos, ecuación [2-11]. Dicho coeficiente, que disminuirá claramente al aumentar la concentración, resultaba del mismo orden de magnitud que los encontrados en tanques agitados mecánicamente, circunstancia interesante si se considera el mayor consumo de energía de estos últimos. Indican que puede mejorarse la eficacia de las columnas si mediante etapas de burbujeo sucesivas, se consigue la redispersión de las grandes burbujas.

Calderbank y Moo-Young (14) utilizando técnicas desarro-

llados previamente por el primero de ellos para la medida del área interfacial en las dispersiones gas-líquido (11 y 12), midieron coeficientes de transferencia de materia a través de la fase líquida en dispersiones gas-líquido producidas en tanques aireados y en columnas de pisos tamiz o sinterizado. Sus datos junto con otros de la bibliografía sobre transferencia de materia en dispersiones líquido-líquido y sólido-gas, en los que las fases dispersas se mueven libremente por acción de la gravedad y también correspondientes a convección libre desde esferas, fueron correlacionados por tres ecuaciones.

Burbujas pequeñas que se comportan como esferas rígidas:

$$K_L (Sc)^{2/3} = 0.31 \left[\frac{\Delta \rho \, \nu_c \, g}{\rho_c^2} \right]^{1/3} \quad [2-16]$$

Burbujas grandes:

$$K_L (Sc)^{1/2} = 0.42 \left[\frac{\Delta \rho \, \nu_c \, g}{\rho_c^2} \right]^{1/3} \quad [2-17]$$

Partículas de la fase dispersa que no se mueven libremente y la transferencia es debida a la turbulencia del fluido circulante:

$$K_L (Sc)^{3/2} = 0.13 \left[\frac{(W/V) \, \nu_c}{\rho_c^2} \right]^{1/4} \quad [2-18]$$

siendo: $\Delta \rho$, la diferencia entre las densidades de las fases continua y dispersa; S_c , el número de Schmidt correspondiente a la fase continua; ν_c y ρ_c , la viscosidad y la densidad de la fase con-

tinua; g , la aceleración de la gravedad y, (W/V) , la disipación de potencia por unidad de volumen. La última correlación también es aplicable a la transferencia de materia en flujos turbulentos a través de lechos fijos de partículas y en conducciones.

Wellek y Huang (59) desarrollan un estudio teórico integrando la ecuación de conservación de materia para las condiciones límites que corresponden a una gota de fluido newtoniano que desciende en el seno de un fluido pseudoplástico. Introduciendo las funciones de corriente de Mohan (41,42), que relacionan los números de Sherwood y Peclet másico en función de un parámetro adimensional de viscosidad de acuerdo con investigaciones teóricas (6), encuentran que el número de Sherwood aumenta al disminuir el índice de comportamiento, n , o sea al aumentar el carácter pseudoplástico.

Voigt y col. (57) miden el coeficiente de transferencia de materia volumétrico, $K_L a$, en glicerina y disoluciones acuosas de carboximetilcelulosa en la primera etapa de una columna multi-etapa de 20 cm de diámetro. Estudian distintos tipos de pisos perforados y diversas alturas del piso. Concluyen que el coeficiente volumétrico aumenta cuando lo hacen la velocidad superficial de paso del gas y la altura de líquido y decrece al hacerlo la consistencia del medio.

En un trabajo posterior Voigt y col. (57), amplían su estudio a disoluciones acuosas de poliacrilamida, llegando a conclusiones similares.

Recientemente, Nakanoh y Yoshida (43), estudian la absorción de oxígeno en dos líquidos newtonianos y en dos líquidos no newtonianos en una columna de burbujas, proponiendo la correlación adimensional:

$$\frac{K_L a D^2}{D_L} = 0.09 \left[\frac{v_L}{D_L} \right]^{0.5} \left[\frac{g D^2 \rho_L}{\sigma} \right]^{0.75} \left[\frac{g D^3}{v_L^2} \right]^{0.39} \times$$

$$\times \left[\frac{V_G}{(gD)^{1/2}} \right] \left[1 + 0.13 D_e^{0.55} \right]^{-1} \quad [2-19]$$

siendo: D , el diámetro de la columna; D_L , el coeficiente de difusión del gas en el líquido; v_L , ρ y σ , la viscosidad cinemática, la densidad y la tensión superficial del líquido respectivamente; g , la aceleración de la gravedad; V_G , la velocidad superficial de paso del gas y, D_e , el número de Deborah definido como el producto del tiempo de relajación del material y la velocidad rotacional de agitación (62).

Como viscosidad aparente de los fluidos no newtonianos utilizan la calculada por la expresión:

$$\mu_a = k \dot{\gamma}_{av}^{n-1} \quad [2-20]$$

donde: k y n , son los parámetros reológicos del fluido no newtoniano y, $\dot{\gamma}_{av}$, un gradiente de velocidad medio que relacionan con la velocidad superficial de paso del gas, V_G , mediante la expresión:

$$\dot{\gamma}_{av} = 50 V_G \quad [2-21]$$

deducida por Nishikawa y col. (44) en columnas de burbujeo de 15 cm de diámetro.

Nakanoh y Yoshida (43) determinan además una correlación para calcular el diámetro de las burbujas, basándose en medidas fotográficas según la técnica de Akita y Yoshida (2), proponiendo

la siguiente correlación:

$$d_{vs} = 26 \left[\frac{g D^2 \rho_L}{\sigma} \right]^{-1/2} \left[\frac{g D^3}{v_L^2} \right]^{-0.12} \left[\frac{v_G}{(gD)^{1/2}} \right]^{-0.12} \quad [2-22]$$

donde d_{rs} es el diámetro medio de burbuja y el resto de las variables tienen el mismo significado que en la ecuación [2-19] .

2.2.2. Transferencia de materia en tanques agitados

Como en el caso de transferencia de materia en columnas, se distinguirá entre sistemas de área interfacial conocida (disolución de partículas sólidas) y sistemas de área interfacial desconocida (burbujeo de gases).

i) Disolución de sólidos

Hasta el presente es muy escasa la información existente en la bibliografía sobre transferencia de materia sólido-líquido en fluidos no newtonianos.

Recientemente, Mishra y Sing (40) han estudiado la disolución de discos rotatorios de ácido benzoico y 2-naftol en disoluciones acuóas de carboximetilcelulosa. A partir de los datos experimentales obtenidos, dedujeron la siguiente expresión adimensional:

$$\frac{A_1}{A_n} \frac{K_L r}{D} = 0.62 \left[\frac{\omega r \rho}{\nu_a} \right]^{1/2} \left[\frac{\nu_a}{\rho D} \right]^{1/3} \quad [2-23]$$

siendo:

$$A_n = \frac{1}{0.893} \left[\frac{6n+6}{5n+7} \right] \left[\frac{3+n}{6n+6} \right]^{1/3} \left[\frac{\partial \left[\frac{u_r}{\omega r} \right]}{\partial z} \right]_{r=0}^{\frac{n+1}{6}} \quad [2-24]$$

$$A_1 = A_n \quad \text{para } n = 1$$

$$\nu_a = k \left[\frac{\partial \left[\frac{u_r}{\omega r} \right]}{\partial z} \right]_{r=0}^{n-1} \left[\frac{\omega^3 r^2 \rho}{k} \right]^{\frac{n-1}{n+1}} \quad [2-25]$$

y donde: k y n son los índices de consistencia y de comportamiento de flujo del fluido respectivamente; ω , la velocidad angular; r , la posición radial y, ρ , la densidad del fluido.

La ecuación [2-23] es análoga a la obtenida por otros investigadores (1, 27 y 55) que trabajaron con placas planas, a diferencia del factor de forma y de las expresiones matemáticas que cada uno de ellos propone para la función A_n y para la viscosidad aparente ν_a .

Recientemente en nuestro Departamento (21 y 22) se ha estudiado la disolución de partículas sólidas de ácido benzoico, ácido bórico y cloruro sódico en agua y disoluciones acuosas de carboximetilcelulosa, llegando a la siguiente correlación general que permite determinar los coeficientes de transferencia K_L en fluidos newtonianos y no newtonianos. La correlación propuesta es la siguiente:

$$\frac{K_L D}{D_L} = 1.33 \left[\frac{\rho N^{2-n} T^2}{k} \right]^{0.63} \left[\frac{k}{\rho D_L N^{1-n}} \right]^{1/3} \quad [2-26]$$

donde: k , es el índice de consistencia del fluido y, n , es el índice de comportamiento de flujo.

ii) Burbujeo en tanques agitados

El estudio de la transferencia de materia en fluidos no newtonianos en tanques agitados con burbujeo de gases ha experimentado gran auge con el desarrollo de la industria de la fermentación, apareciendo recientemente interesantes trabajos que revisan la bibliografía sobre transporte de cantidad de movimiento, energía y materia en los mismos (9, 15, 52 y 64), así como sobre las normas para el cambio de escala en procesos fermentativos (4).

Loucaides y Mc Manamey (34) investigaron la absorción de oxígeno en un medio de fermentación simulado, constituido por una suspensión de pulpa de papel en una solución acuosa de sulfito sódico, con ión cúprico como catalizador, contenido en tanques de distinto diámetro con agitadores de dimensiones variadas. De acuerdo con investigaciones previas en sistemas gas-líquido (37, 60) se requiere una velocidad de agitación mínima para una operación eficaz, por encima de ella el coeficiente volumétrico de absorción, $K_L a$, puede expresarse como suma de dos términos, uno relacionado con el diámetro y la velocidad del agitador y las dimensiones del tanque y otro función de la potencia por unidad de volumen y el caudal gaseoso. Su dependencia de la potencia por unidad de volumen es más acusada por debajo de un valor crítico de ésta, correspondiente a una cierta relación : (tiempo de ascensión de una burbuja), (tiempo medio de flujo del contenido del tanque). Las circunstancias de experimentación no hacen recomendable utilizar los valores encontrados de $K_L a$ para otros sistemas.

Pérez y Sandall (46) investigaron la absorción de anhídrido carbónico en varias disoluciones de carboxi-polimetileno (Carbo pol), de comportamiento pseudoplástico, en tanques con agitadores de turbina. En la correlación de sus datos, estos autores utilizan el valor de γ en la ecuación [2-11] propuesto por Metzner y Otto (38) y generalizado por Calderbank y Moo-Young (14):

$$\gamma = 11 N \left[\frac{4n}{3n + 1} \right]^{\frac{n}{1 - n}} \quad [2-27]$$

siendo n el índice de comportamiento del fluido pseudoplástico y N el número de revoluciones por segundo del agitador. Con ello, según las ecuaciones [2-11] y [2-27], dicha viscosidad aparente vendrá expresada por :

$$\mu_a = k (11 N)^{n-1} \left[\frac{3n + 1}{4n} \right]^n \quad [2-28]$$

Sus valores experimentales de los coeficientes de transferencia de materia pudieron correlacionarse mediante las expresiones adimensionales

$$\frac{K_L d}{D} = 5.11 \times 10^{-3} \left[\frac{d^2 N \rho}{\mu_a} \right]^{0.926} \left[\frac{\mu_a}{\rho D} \right]^{0.5} \quad [2-29]$$

para aireación superficial del líquido y

$$\frac{K_L a d^2}{D} = 21.2 \left[\frac{d^2 N \rho}{\mu_a} \right]^{1.11} \left[\frac{\mu_a}{\rho D} \right]^{0.5} \left[\frac{d V_s}{\sigma} \right]^{0.447} \left[\frac{\mu_g}{\mu_a} \right]^{0.694} \quad [2-30]$$

cuando el gas se burbujea en el seno del líquido. Siendo d , el diámetro del agitador; D , la difusividad del CO_2 en el disolvente; ρ , la densidad del líquido; a , el área interfacial efectiva por unidad de volumen; V_s , la velocidad superficial del gas; σ , la tensión superficial del líquido; μ_g , la viscosidad del gas y, μ_a , la viscosidad aparente del líquido.

Yagi y Yoshida (62) investigaron la desorción de oxígeno en tanques agitados en dos disoluciones acuosas newtonianas (de glicerina y de almidón hidrolizado) y dos soluciones acuosas no newtonianas (de poliacrilato sódico y de carboximetilcelulosa sódica) de comportamiento pseudoplástico. Para la correlación de sus datos, además de utilizar la misma viscosidad aparente, ecuación [2-28], de los autores anteriormente citados introducen el número adimensional de Deborah o Weissenberg

$$D_e = \frac{\text{Tiempo característico del material}}{\text{Tiempo característico del proceso}} = \frac{\lambda}{1/N} = \lambda N \quad [2-31]$$

representativo de las posibles propiedades viscoelásticas del fluido, cuyo numerador, λ , es a su vez:

$$\lambda = \frac{A}{K} [\gamma]^{b-n-1} \quad [2-32]$$

siendo A y b, dos parámetros del líquido que junto con los k y n fueron obtenidos por interpolación de los datos experimentales con soluciones acuosas de carboximetilcelulosa y poliacrilamida (28 y 47).

Sus valores experimentales de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos con fluidos newtonianos y no newtonianos pudieron correlacionarse mediante la expresión adimensional:

$$\frac{K_L a d^2}{D} = 0.06 \left[\frac{d^2 N_p}{\nu_a} \right]^{1.5} \left[\frac{\nu_a}{\rho D} \right]^{0.5} \left[\frac{d N^2}{g} \right]^{0.19} \left[\frac{\nu_a V_s}{\sigma} \right]^{0.6} \times \left[\frac{N d}{V_s} \right]^{0.32} [1 + 2.0 (\lambda N)^{0.5}]^{-0.67} \quad [2-33]$$

Ranade y Ulbrecht (47) ponen de manifiesto que la adición de pequeñas cantidades de polímeros solubles en agua puede resultar beneficioso en ciertos procesos bioquímicos. Algunos de estos polímeros como la carboximetilcelulosa y la poliacrilamida reducen el rozamiento y, con ello, la potencia requerida hasta un 20% en tanques agitados y hasta un 70% en tanques con burbujeo sin agitación.

Sus datos experimentales en tanques con agitadores de turbina de tres diámetros, pudieron correlacionarse mediante una ecuación única introduciendo el número de Deborah (55).

$$\frac{K_L a d^2}{D} = 2.5 \times 10^{-4} \left[\frac{d^2 N \rho}{\mu_a} \right]^{1.8} \left[\frac{\mu_a}{\mu_{H_2O}} \right]^{1.39} [1 + 100 (\lambda N)]^{-0.67} \quad [2-34]$$

con la misma nomenclatura que en las ecuaciones anteriores. La proporcionalidad

$$K_L a \propto \mu_a^{-0.41} \quad [2-35]$$

compara bastante bien con la que se deduce de la ecuación de Pérez y Sandall (46), de Yagi y Yoshida (62) y con la propuesta por Ryu y Oldshue (51).

Ninguno de los autores acabados de citar estudian el área de contacto por unidad de volumen, a , en burbujeo de gases en tanques agitados.

Así mismo, todos ellos utilizan la viscosidad aparente del fluido no newtoniano, viscosidad que depende del punto del tanque que se considere debido al distinto gradiente de velocidad local, lo que hace que este parámetro presente un error considerable.

2.3. METODOS DE DETERMINACION DE COEFICIENTES VOLUMETRICOS DE - TRANSFERENCIA DE OXIGENO EN TANQUES AGITADOS CON BURBUJEO DE GASES.

Dada la dificultad en la determinación del área interfacial en tanques agitados con burbujeo de gases, para el diseño de este tipo de aparatos se utilizan directamente los coeficientes volumétricos de transferencia de materia definidos como el producto del coeficiente de transferencia de materia (K_L) por el área interfacial efectiva por unidad de volumen (a).

Para la determinación de estos coeficientes volumétricos pueden utilizarse diversos métodos; a continuación se consideran los más importantes.

2.3.1. Método del sulfito

Esta técnica fue descrita por primera vez por Cooper en 1.944 (18), y se basa en la reacción cuantitativa de oxidación del sulfito sódico a sulfato por el oxígeno en presencia de sales de cobre como catalizador.

El procedimiento es el siguiente: el reactor se carga con una disolución de sulfito sódico y comienza a airearse, el oxígeno que pasa de la fase gaseosa a la fase líquida reacciona instantáneamente con el sulfito sódico, por lo que la concentración de oxígeno en el medio líquido es nula a lo largo de todo el experimento.

En estas condiciones un balance de sulfito sódico en el tanque conduce a

$$\frac{d C_s}{d t} = K_L a (C^* - 0) = K_L a C^* \quad [2-36]$$

representando por C_s la concentración de sulfito en el medio y -

por C^* la concentración de oxígeno en equilibrio con la presión parcial del mismo en la fase gaseosa.

Integrando con la condición límite $C_s = C_{so}$ para $t = 0$, - se obtiene:

$$C_{so} - C_s = K_L a C^* t \quad [2-37]$$

ecuación que permite calcular el coeficiente volumétrico ($K_L a$) - siguiendo la concentración de sulfito en el tanque a lo largo del tiempo.

El método está actualmente en desuso, ya que para la determinación de la concentración de sulfito es necesario utilizar técnicas iodométricas o permanganométricas, cuyos errores son significativos, dadas las pequeñas variaciones en la concentración de sulfito que se producen en la disolución; por otra parte el método se ve claramente perturbado por la presencia de impurezas.

2.3.2. Método de la absorción de oxígeno

Este método fue descrito por Wise en 1.951 (61) y consiste en la medida de la concentración de oxígeno absorbido durante la aireación de un tanque, a lo largo del tiempo; hasta que se alcanza la concentración de saturación. Para la determinación del oxígeno disuelto se utilizan electrodos medidores de oxígeno.

La velocidad de absorción del oxígeno vendrá dado por la ecuación

$$\frac{d C_L}{d t} = K_L a (C^* - C_L) \quad [2-38]$$

donde C_L es la concentración de oxígeno disuelto, variable a lo largo del tiempo. Por integración de dicha ecuación se obtiene

$$\ln (C^* - C_L) = - K_L a t \quad [2-39]$$

por lo que representando en escala semilogarítmica los valores de $(C^* - C_L)$ frente al tiempo, t , se obtendrá una recta de pendiente, $- K_L a$.

El principal inconveniente de este método radica en la perturbación que producen las burbujas de oxígeno no absorbido en la medida del electrodo, obteniéndose concentraciones de oxígeno mayores que las reales.

2.3.3. Método de la desorción de oxígeno con nitrógeno

Esta técnica, utilizada por Yagi y Yoshida en 1975 (62), consiste en una saturación previa del líquido haciendo pasar una corriente de aire a su través, hasta que la concentración de oxígeno permanece constante. Una vez conseguida tal circunstancia, se hace pasar a través del medio una corriente uniforme de nitrógeno, estudiándose la velocidad de desorción del oxígeno por medida de la concentración de este gas en el líquido a lo largo del tiempo, mediante un electrodo medidor de oxígeno disuelto.

Debido a la pequeña presión parcial del oxígeno en la corriente de nitrógeno utilizada para la desorción, puede considerarse nulo el valor de la concentración de equilibrio, C^* , con lo que la ecuación [2-38] se transforma en la siguiente:

$$- \frac{d C_L}{d t} = K_L a C_L \quad [2-40]$$

Integrando esta ecuación con la condición límite $C_L = C_{LO}$ para $t = 0$, se obtiene:

$$\ln C_L = \ln C_{LO} - K_L a t \quad [2-41]$$

expresión de la que se deduce el coeficiente de transferencia de oxígeno volumétrico:

$$K_L a = \frac{1}{t} \ln \frac{C_{LO}}{C_L} \quad [2-42]$$

Este método es sencillo y sólo requiere como equipo un electrodo medidor del oxígeno disuelto, presentando como ventaja respecto al método anterior la ausencia de perturbaciones en la medida de dicho aparato, al no existir burbujas de oxígeno en el medio. Por otra parte es muy rápido, ya que cada experimento tiene una duración que oscila entre 1 y 10 minutos, dependiendo de las condiciones del medio.

2.4 OBJETO Y ALCANCE DE LA PRESENTE INVESTIGACION

Teniendo en cuenta las siguientes circunstancias:

- 1) La importancia industrial de los procesos de transferencia de materia entre gases y líquidos no newtonianos puesta de manifiesto en líneas precedentes.
- 2) La escasa investigación realizada hasta el momento sobre transferencia de materia en fluidos no newtonianos, y más concretamente sobre determinación de coeficientes volumétricos de transferencia de materia en tanques agitados con burbujeo de gases.
- 3) Las ecuaciones que se encuentran en la bibliografía para correlacionar los coeficientes de transferencia de materia volumétricos en tanques agitados con burbujeo de gases, se basan en el estudio de sólo parte de las muchas variables que influyen sobre dichos coeficientes. Además todos los autores utilizan un valor medio de la viscosidad aparente del fluido, lo que puede dar origen a errores considerables dada la dependencia de esta va-

riable con el gradiente de velocidad en el tanque.

- 4) La carencia de métodos precisos para la determinación de áreas interfaciales de contacto en sistemas gas-líquido en tanques agitados.

Se pensó que sería interesante el desarrollo de un programa de investigación con los siguientes objetivos:

i) Estudio de la absorción de oxígeno en líquidos newtonianos y no newtonianos en tanques agitados, tratando de llegar a correlaciones lo más generales posibles, útiles para la correlación de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, indispensables para el diseño.

ii) A partir de dichas correlaciones y las anteriormente deducidas en nuestro Departamento (22) para los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, en el mismo tipo de tanques agitados intentar llegar a ecuaciones que permitan la determinación precisa de áreas específicas de contacto, a , en tanques agitados con burbujeo de gases.

Para ello se planteó el estudio de la influencia que sobre el coeficiente de transferencia de materia volumétrico, $K_L a$, ejercen las siguientes variables deducidas del estudio bibliográfico:

- Velocidad superficial de paso del gas (V_g)
- Velocidad de agitación (N)
- Diámetro del agitador (T)
- Diámetro del tanque (D)
- Índice de consistencia del fluido (k)
- Altura de líquido en el tanque (H)

- Distancia entre el difusor y el agitador (h)
- Densidad del líquido (ρ)
- Tensión superficial del líquido (σ)
- Coeficiente de difusión del gas (D_L)
- Tipo de agitador
- Tipo de difusor

cuyo análisis dimensional se detalla en el apartado 9.3 del Apéndice.

Utilizando diferentes tipos de agitador y difusor se plantearían series de experimentos, en los que se variarían cada una de las siguientes variables: V_g , N , T , D , H y h ; utilizando como fluidos no newtonianos disoluciones acuosas de carboximetilcelulosa con concentraciones comprendidas entre el 0 y el 1.5%.

3. APARATO

La determinación de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos se ha llevado a cabo en la instalación esquematizada en la Figura 3.1.

Esta instalación consta de las siguientes partes:

- Sistema de contacto.
- Sistema de agitación, medida y control.
- Sistema de flujo de gases.
- Sistema de calefacción, medida y control de la temperatura.
- Sistema de medida del oxígeno disuelto.

3.1. SISTEMA DE CONTACTO

Se han empleado tres recipientes de vidrio Pyrex de forma cilíndrica con fondo plano de distinta capacidad (T-1, T-2 y T-3), cuyas características y dimensiones se detallan en el Apéndice, apartado 9.1.1.

Estos tanques van provistos de cuatro tabiques defectores situados según diámetros perpendiculares y adosados a una cubierta superior de acero inoxidable en la que se disponen tres orificios, uno de ellos para la entrada del sistema de flujo de gases y, los otros dos, para la inserción de los sistemas de medida de la concentración de oxígeno disuelto y de la temperatura, respectivamente.

Las dimensiones y características de los conjuntos cubierta-tabiques defectores (CD-1, CD-2 y CD-3) se detallan en el apartado 9.1.3 del Apéndice.

3.2. SISTEMA DE AGITACION, MEDIDA Y CONTROL

Está constituido por un motor trifásico de 220 voltios y 0.25 CV de potencia, marca Heidolph, modelo RZR-2, provisto de un cabezal que permite variar la velocidad en un intervalo 125-1000 r.p.m.

Este motor acciona uno de los siete agitadores de turbina (AT-1, AT-2, AT-3, AT-4, AT-5, AT-6 y AT-7) de paletas planas de acero inoxidable, empleadas en la experimentación, cuyas características y dimensiones se detallan en el apartado 9.1.2. del Apéndice.

La velocidad de giro del agitador se midió mediante un tacómetro acoplado al motor, que medía el número de revoluciones por minuto con un error inferior al 2.5 %.

3.3. SISTEMA DE FLUJO DE GAS

Constituido por una botella de aire y otra de nitrógeno, para la absorción y desorción, respectivamente, provistas de sus manorreductores correspondientes, empleándose válvulas de aguja de paso muy fino para la regulación de los respectivos caudales.

El caudal de nitrógeno se mide mediante un diafragma conectado a un manómetro diferencial. La entrada de gas al reactor se realiza a través de un tubo vertical terminado en un difusor situado en el fondo del reactor.

Se han empleado tres difusores circulares planos (DP-1, DP-2 y DP-3) y un difusor toroidal (DT-1), provistos de 35 orificios, cuyas dimensiones y características se detallan en el apartado 9.1.4 del Apéndice.

3.4. SISTEMA DE CALEFACCION, MEDIDA Y CONTROL DE LA TEMPERATURA

El sistema de calefacción consiste en un baño termostático constituido por un recipiente paralelepípedo de acero, figura 3.2, aislado térmicamente, utilizándose agua como fluido calefactor.

La temperatura se estabiliza y mantiene por medio de un termostato tipo T-01 conectado a un termómetro de contacto eléctrico y una resistencia de calefacción de 1000 vatios.

Así mismo, el baño dispone de un agitador para la impulsión de líquido calefactor que produce la turbulencia necesaria para conseguir la uniformidad de temperatura en el mismo.

Las temperaturas en el baño y en el tanque se miden mediante termómetros de mercurio calibrados de 0 a 60°C, no variando ésta en más de 0.5°C sobre el valor deseado.

3.5. SISTEMA MEDIDOR DE OXIGENO DISUELTO

Constituido por un aparato medidor de oxígeno marca Beckman, tipo 0260, que permite medir la concentración de oxígeno en el medio con un error inferior a 0.01 ppm.

El aparato está provisto de un electrodo de membrana, modelo 39557, que se sitúa en el interior del recipiente de vidrio Pyrex utilizado como sistema de contacto.

Las características y funcionamiento del aparato medidor de oxígeno disuelto se detallan en el apartado 9.2 del Apéndice.

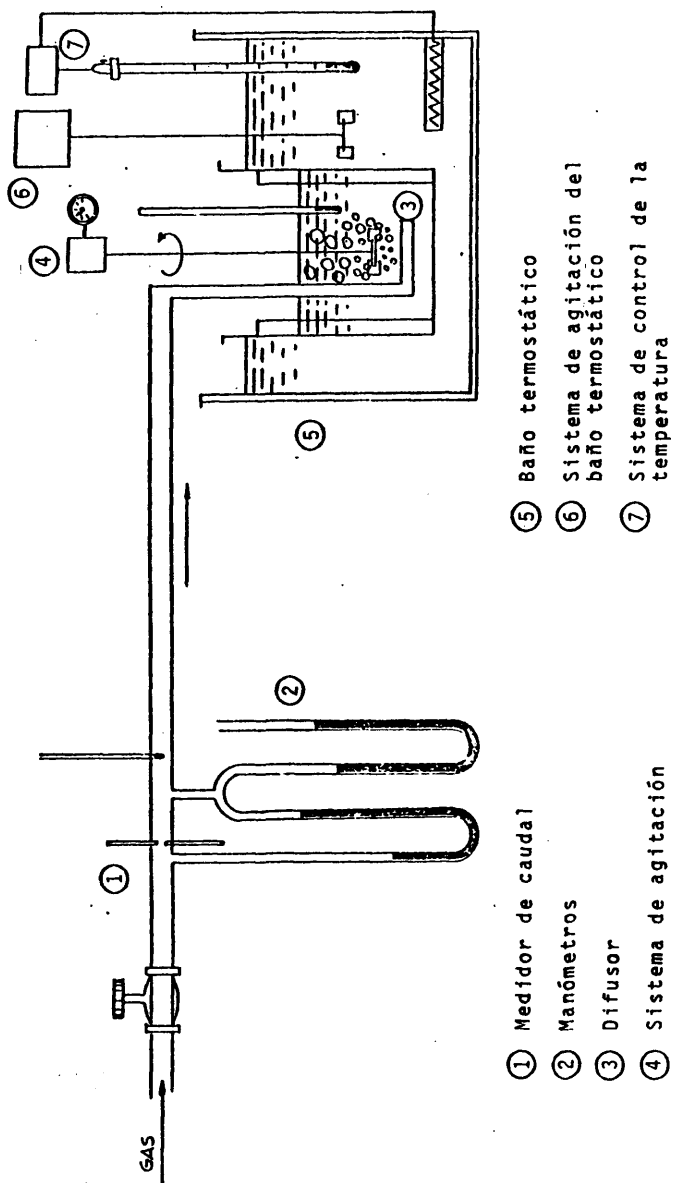


FIGURA 3.1 Instalación experimental

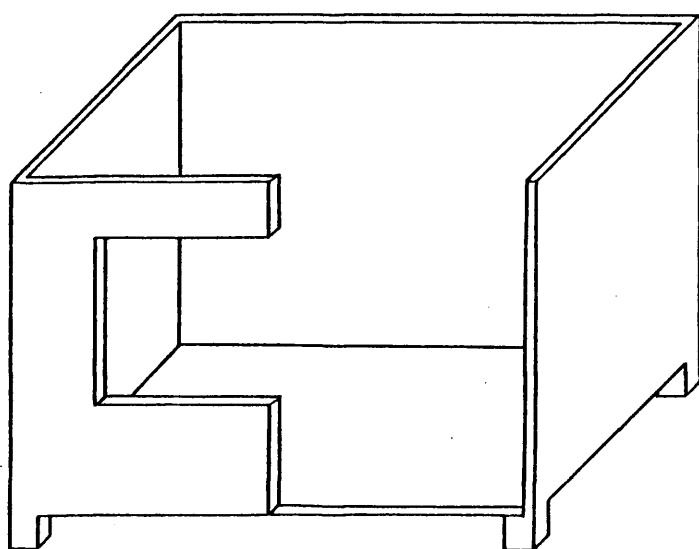


FIGURA 3.2 Baño termostático

4. MATERIALES Y PROCEDIMIENTO

4.1. PRODUCTOS UTILIZADOS

Se utilizaron los siguientes productos comerciales:

1. Carboximetilcelulosa (CMC).

Se ha utilizado carboximetilcelulosa sódica, suministrada por SNIACE S.A. del tipo Solucel 2000 (CMC 2000), con las siguientes propiedades:

Viscosidad	Alta
Aspecto	Polvo blanco
Humedad (salida fábrica)	10%
Grado de sustitución	0.55-0.65
Cl Na (al seco absoluto)	1%
Contenido en CMC NA (al seco absoluto)	98-99.5%

Solución acuosa al 2%
(viscosidad)

2.500-5000 cp

2. Nitrógeno.

Envasado en botellas de acero a 220 atm. de presión inicial, con una riqueza igual o mayor al 99.99%.

3. Aire.

Envasado en botellas de acero a 200 atm. de presión inicial, con una riqueza igual o mayor al 99.99%.

4.2. PROCEDIMIENTO OPERATIVO

Se ha utilizado el método de desorción con nitrógeno explicado en el apartado 2.3.3. de la Introducción.

Antes de iniciar una serie de experimentos, se limpiaba y secaba completamente el recipiente y sus accesorios de agitación.

Una serie de experimentos se comenzaba llenando el tanque correspondiente con el volumen deseado del líquido a utilizar ingtalando a continuación la cubierta del reactor, en uno de cuyos tabiques deflectores se había colocado el electrodo medidor de -oxígeno disuelto, y situando el agitador elegido. Una vez introducido el tanque en el baño termostático, se conectaba el sistema -de calefacción del mismo para alcanzar la temperatura deseada, poniendo en funcionamiento la bomba impulsadora del líquido del ba-ño.

Una vez alcanzada la temperatura deseada, se burbujea -aire en el medio hasta que la concentración de oxígeno disuelto, indicada por el medidor, permanece constante, por haberse conseguido la saturación. Esta concentración es la que se toma como -concentración inicial.

A continuación, y una vez regulado el número de revoluciones del agitador se comienza a burbujear en el medio nitrógeno con el caudal elegido para cada experimento, tomándose este instante como tiempo inicial ($t=0$). Al cabo de un cierto tiempo t , se interrumpe el burbujeo de nitrógeno, tomando como concentración final de oxígeno la indicada por el medidor una vez estabilizado.

En cada experimento se miden las siguientes variables:

t_g : temperatura de la corriente gaseosa de nitrógeno

C_{LO} : concentración inicial de oxígeno disuelto

C_L : concentración de oxígeno disuelto al final del experimento

t_l : temperatura del líquido en el reactor

N : número de revoluciones del agitador

p : presión atmosférica

Q : caudal de nitrógeno

t : tiempo de burbujeo de nitrógeno

Mediante la ecuación [2-42] puede calcularse el coeficiente de transferencia de materia volumétrico:

$$k_1 a = \frac{1}{t} \ln \frac{C_{LO}}{C_L} \quad [4-1]$$

a partir de las concentraciones inicial y final de oxígeno disuelto y del tiempo durante el que transcurre la desorción. El desarrollo numérico completo de un experimento se detalla en el apartado 9.6 del Apéndice.

Una vez terminado un experimento se vuelve a saturar de -
aire el líquido del interior del tanque con lo que se puede co -
menzar el siguiente experimento hasta completar la serie.

Posteriormente a la realización de una serie experimental
se determinan los parámetros reológicos, k , índice de consisten -
cia y , n , índice de comportamiento de flujo, del fluido utilizado
en la misma, pues se comprobó que éstos se alteraban por haber so
metido al fluido a agitación durante los experimentos.

5. RESULTADOS EXPERIMENTALES

5.1. DIFUSOR PLANO Y AGITADORES DE 6 PALETAS

5.1.1. Experimentos previos

Se han realizado tres experimentos en los que se han mantenido constantes los valores de todas las variables. Los resultados se resumen en la Tabla 5.1.

5.1.2. Influencia de la velocidad superficial de paso de gas

Se han realizado un total de cinco series de experimentos variando la concentración de CMC desde 0.5% a 1.5%. Cada serie - constaba de seis experimentos, manteniéndose constantes todas las variables excepto la velocidad superficial de paso de gas, V_s , - que se cambiaba de uno a otro. Los resultados se resumen en las Tablas 5.2 a 5.6.

5.1.3. Influencia de la velocidad de agitación

Se han realizado seis series de experimentos, variando la concentración de CMC desde 0 a 1.0%. Cada serie constaba de tres experimentos, manteniéndose todas las variables constantes, excepto la velocidad de agitación, N , que cambiaba en cada experimento. Los resultados se resumen en las Tablas 5.7 a 5.12.

5.1.4. Influencia del diámetro del agitador

Se han realizado cinco series de experimentos, variando la concentración de CMC desde 0 a 1.0%. Cada serie constaba de seis experimentos, manteniéndose constantes todas las variables, excepto el diámetro del agitador, T , que cambiaba en cada experimento. Los resultados se resumen en las Tablas 5.13 a 5.17.

5.1.5. Influencia del diámetro del tanque

Se han realizado diez series de experimentos, variando la concentración de CMC desde 0 a 1.0%. Cada serie constaba de tres experimentos, manteniéndose todas las variables constantes, excepto el diámetro del tanque, D , que cambiaba en cada experimento. Los resultados se resumen en las Tablas 5.18 a 5.27.

5.1.6. Influencia de la distancia entre el difusor y el agitador

Se han realizado tres series de experimentos, variando la concentración de CMC desde 0 a 1.0 %. Cada serie constaba de cinco experimentos en los que se mantenían todas las variables constantes, excepto la distancia entre el difusor y el agitador, h , - que se cambiaba en cada experimento. Los resultados se resumen en las Tablas 5.28 a 5.30.

5.1.7. Influencia de la altura de líquido en el tanque

Se han realizado tres series de experimentos, variando la concentración de CMC desde 0 a 0.8%. Cada serie constaba de cinco experimentos en los que se mantenían constantes todas las variables, excepto la altura de líquido en el tanque, H , que cambiaba en cada experimento. Los resultados se resumen en las Tablas 5.31 a 5.33.

5.2. DIFUSOR TOROIDAL Y AGITADORES DE 6 PALETAS

5.2.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas

Se han realizado dos series de experimentos, con concentraciones de CMC de 0 y 0.4%. Cada serie constaba de seis experimentos, manteniéndose constantes todas las variables, excepto la velocidad superficial de paso del gas, V_s , que se cambiaba de uno a otro. Los resultados se resumen en las Tablas 5.34 y 5.35.

5.2.2. Influencia de la velocidad de agitación

Se han realizado dos series de experimentos, con concentraciones de CMC de 0 a 0.4%. Cada serie constaba de ocho experimentos, manteniéndose constantes todas las variables excepto la velocidad de agitación, N , que cambiaba en cada experimento. Los resultados se resumen en las Tablas 5.36 y 5.37.

5.3 DIFUSOR PLANO Y AGITADORES DE 4 PALETAS

5.3.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas

Se han realizado dos series de experimentos, con concentraciones de CMC de 0 a 0.4%. Cada serie constaba de seis experimentos, manteniéndose constantes todas las variables, excepto la

velocidad superficial de paso del gas, V_g , que se cambiaba de uno a otro. Los resultados se resumen en las Tablas 5.38 y 5.39.

5.3.2. Influencia de la velocidad de agitación

Se han realizado dos series de experimentos, con concentraciones de CMC de 0 y 0.4%. Cada serie constaba de nueve experimentos, manteniéndose constantes todas las variables, excepto la velocidad de agitación, N , que cambiaba en cada experimento. Los resultados se resumen en las Tablas 5.40 y 5.41.

TABLA 5.1

TIEMPO	C _L (P-1)	C _L (P-2)	C _L (P-3)
0	8.45	8.50	8.40
30	8.15	8.15	8.10
60	7.20	7.25	7.20
90	6.30	6.35	6.30
120	5.65	5.70	5.65
150	4.90	4.95	4.85
180	4.30	4.40	4.25
210	3.75	3.80	3.75
240	3.25	3.30	3.20
270	2.85	2.90	2.80
300	2.45	2.45	2.40
330	2.15	2.20	2.15
360	1.90	1.90	1.85
390	1.65	1.70	1.65
420	1.45	1.45	1.40
450	1.30	1.35	1.30
480	1.10	1.10	1.10
510	0.95	1.00	0.90
s	ppm	ppm	ppm

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.5%	
TIPO DE AGITADOR:	6 FALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	FLANU	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.F.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.080	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.039	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPLETAMIENTO:	C.52	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CONC. INITIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
V 11	2.E-03	480.	8.60	0.95	4.59
V 12	3.E-03	390.	8.45	1.10	5.23
V 13	4.E-03	390.	8.40	0.80	6.02
V 14	5.E-03	420.	8.55	0.65	6.14
V 15	6.E-03	360.	8.45	0.65	7.12
V 16	7.E-03	360.	8.30	0.55	7.54
	P / S	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.2

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CNC 0.5%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE CUFUSOR:	FLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	7.	R.F.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.080	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.045	KG/PS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.93	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
V 21	2.E-03	450.	9.43	0.41	6.72
V 22	3.E-03	420.	9.44	0.29	6.11
V 23	4.E-03	450.	9.46	0.12	5.46
V 24	5.E-03	420.	9.41	0.10	10.55
V 25	6.E-03	390.	9.40	0.11	11.12
V 26	7.E-03	390.	9.41	0.08	11.54
	M / S	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.3

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CFC 1.01	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE CUFUSCR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	7.	R.F.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.080	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.200	2-N KG/MS
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.67	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	$K \cdot 10^2$ L
V 31	2.E-03	570.	9.45	0.75	4.25
V 32	3.E-03	540.	9.55	0.55	5.08
V 33	4.E-03	420.	9.45	0.75	5.77
V 34	5.E-03	420.	9.45	0.65	6.11
V 35	6.E-03	390.	9.65	0.65	6.64
V 36	7.E-03	360.	9.40	0.75	6.71
	M / S	S	P.P.M.	P.F.M.	-1 S

TABLA 5.4

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CNC 1.21	
TIPO DE AGITACION:	6 FALETAS	
TIPO DE EFUSOR:	FLANG	
VELOCIDAD DE AGITACION:	7.	R.F.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.080	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.650	KG/PS ^{2-N}
INDICE DE COMENTARIO:	C.79	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CNC. INICIAL	CNC. FINAL	K A.10 ³ L
V 41	2.E-C3	720.	9.30	1.21	2.67
V 42	3.E-C3	690.	8.33	1.17	2.84
V 43	4.E-C3	570.	9.33	1.26	3.31
V 44	5.E-C3	600.	9.40	0.99	3.56
V 45	6.E-C3	540.	9.36	0.95	4.03
V 46	7.E-C3	510.	8.35	0.95	4.26
	M / S	S	P.P.M.	P.F.M.	⁻¹ S

TABLA 5.5

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 1.51	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	FLANG	
VELOCIDAD DE AGITACION:	7.	R.F.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.080	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.770	KG/PS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.81	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CCNC. INICIAL	CCNC. FINAL	K A.10 ³ L
V 51	2.E-03	600.	8.30	1.60	2.74
V 52	3.E-03	600.	9.10	1.35	2.99
V 53	4.E-03	600.	8.30	1.25	3.16
V 54	5.E-03	600.	8.30	C.55	2.61
V 55	6.E-03	570.	9.10	C.50	3.85
V 56	7.E-03	480.	8.30	1.10	4.21
	M / S	S	P.P.H.	P.F.H.	-1 S

TABLA 5.6

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	KG/HS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	1.00	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
N101	13.	60.	8.35	0.60	43.40
N102	12.	75.	8.30	0.50	37.60
N103	11.	75.	8.30	0.90	29.60
N104	10.	90.	8.60	1.00	24.00
N105	9.	90.	8.45	1.45	19.60
N106	8.	120.	8.25	1.20	16.03
N107	7.	120.	8.60	1.80	13.01
N108	6.	120.	8.35	2.40	10.42
N109	5.	150.	8.65	2.30	8.93
N110	4.	210.	8.40	2.45	5.87
N111	3.	270.	8.25	2.60	4.29
N112	2.	300.	8.45	2.60	3.93
N113	1.	300.	8.20	2.55	3.89
	R.P.S.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.7

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.2%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.005	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.99	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
N201	13.	60.	8.30	1.50	29.50
N202	12.	60.	8.25	2.25	21.70
N203	11.	75.	9.40	1.75	20.90
N204	10.	75.	9.35	2.40	16.60
N205	9.	90.	9.00	2.70	12.10
N206	8.	120.	8.20	2.35	10.40
N207	7.	120.	8.20	3.10	8.11
N208	6.	150.	9.25	3.10	6.53
N209	5.	180.	9.10	3.05	5.43
N210	4.	190.	9.30	3.70	4.49
N211	3.	240.	9.25	3.75	3.29
N212	2.	240.	9.20	4.00	2.99
N213	1.	240.	9.15	4.10	2.96
	R.P.S.	S	P.P.M.	P.P.P.	-1 S

TABLA 5.8

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.4%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.012	KG/PS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.97	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
N301	13.	80.	8.80	0.90	23.80
N302	12.	80.	8.50	1.50	17.00
N303	11.	90.	9.00	2.40	14.70
N304	10.	90.	8.90	3.50	10.40
N305	9.	90.	8.50	3.50	9.86
N306	8.	120.	8.80	3.50	7.69
N307	7.	150.	8.60	3.40	6.19
N308	6.	150.	8.60	4.10	4.94
N309	5.	180.	9.40	4.10	3.98
N310	4.	180.	9.50	4.60	3.41
N311	3.	240.	8.75	5.20	2.17
N312	2.	240.	8.75	5.20	2.17
N313	1.	240.	8.65	5.20	2.12
	R.P.S.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.9

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CNC 0.62	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.064	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.95	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
N401	13.	60.	8.60	3.75	13.80
N402	12.	60.	8.50	4.60	10.20
N403	11.	75.	8.65	4.60	8.42
N404	10.	90.	8.50	4.65	6.70
N405	9.	120.	8.60	4.40	5.58
N406	9.	150.	8.50	4.15	4.78
N407	7.	180.	8.60	4.10	4.12
N408	6.	180.	8.40	4.40	3.59
N409	5.	210.	8.60	4.95	2.64
N410	4.	240.	8.75	5.30	2.09
N411	3.	300.	8.55	4.95	1.99
N412	2.	300.	8.55	4.95	1.82
N413	1.	300.	9.30	4.80	1.83
	P.P.S.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.10

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.8%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.092	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.87	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
N501	13.	60.	8.50	4.40	10.97
N502	12.	60.	8.30	5.00	8.45
N503	11.	75.	8.55	5.10	6.89
N504	10.	90.	8.30	5.10	5.41
N505	9.	120.	8.30	4.65	4.83
N506	9.	150.	8.55	4.30	4.59
N507	7.	180.	8.45	4.20	3.88
N508	6.	180.	8.40	4.90	3.11
N509	5.	210.	8.20	4.80	2.55
N510	4.	240.	9.30	5.00	2.11
N511	3.	240.	8.40	5.50	1.76
N512	2.	300.	8.60	5.30	1.61
N513	1.	300.	8.50	5.40	1.51
	R.P.S.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.11

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 1.0%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.210	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.79	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
N601	13.	120.	8.65	3.60	7.31
N602	12.	150.	8.20	3.20	6.27
N603	11.	180.	8.20	3.10	5.40
N604	10.	180.	8.05	3.65	4.36
N605	9.	210.	8.15	3.70	3.76
N606	9.	240.	8.30	3.45	3.66
N607	7.	300.	8.50	3.50	2.96
N608	6.	300.	8.20	4.10	2.19
N609	5.	300.	9.00	4.65	1.81
N610	4.	360.	8.15	4.70	1.53
N611	3.	360.	9.35	4.90	1.48
N612	2.	360.	9.60	5.10	1.45
N613	1.	360.	9.15	5.20	1.25
	R.P.S.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.12

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 FALETAS	
TIPO DE CILINDRO:	FLAND	
VELOCIDAD DE ACITACION:	6.	R.F.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.001	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	1.00	

EXP.	DIAMETRO AGITADOR	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	$K A.10^3$ L
T 11	C.100	45.	8.40	1.30	41.47
T 12	0.090	60.	8.55	1.20	32.70
T 13	C.080	75.	8.40	1.55	22.53
T 14	C.070	105.	8.40	2.00	13.69
T 15	C.060	135.	8.40	2.20	9.92
T 16	0.050	210.	8.40	1.80	7.34
	M	S	P.P.P.	P.P.P.	-1 S

TABLA 5.13

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.4%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.5E-03	M / S
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.007	KG/MS ²⁻¹
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.58	

EXP.	DIAMETRO AGITADOR	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
T 21	C.100	60.	8.50	2.00	24.14
T 22	C.090	90.	8.40	1.95	16.52
T 23	C.080	120.	8.30	2.10	11.63
T 24	C.070	135.	8.25	2.80	8.00
T 25	C.060	180.	8.20	2.65	6.34
T 26	C.050	300.	8.30	2.50	4.28
	M	S	P.P.P.	P.P.P.	-1 S

TABLA 5.14

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CNC 0.04	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	FLAND	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	K.F.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.8-05	M / S
DIAMETRO DEL TANQUE:	C.204	2-4
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.016	KG/MS
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.57	

EXP.	DIAMETRO AGITADOR	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 L
T 31	C.100	75.	9.30	2.00	13.94
T 32	C.090	120.	9.40	2.00	11.75
T 33	C.080	190.	9.40	1.70	9.83
T 34	C.070	240.	9.30	1.65	6.73
T 35	C.060	330.	9.30	1.70	4.30
T 36	C.050	420.	9.30	1.30	3.64
	M	S	P.P.A.	P.P.A.	-1 S

TABLA 5.15

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCIÓN:	CMC 0.32	
TIPO DE AGITADOR:	5 PALETAS	
TIPO DE EFUSOR:	FLANO	
VELOCIDAD DE AGITACIÓN:	6.	R.F.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.037	KG/M ²
INDICE DE CORPOTAMIENTO:	0.93	

EXP.	DIAMETRO AGITADOR	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 L
T 41	C.10C	120.	9.30	1.35	12.52
T 42	C.090	190.	8.20	1.45	9.63
T 43	C.090	240.	9.20	1.70	6.56
T 44	C.07C	270.	9.20	1.90	5.42
T 45	C.06C	360.	9.15	2.00	3.90
T 46	0.050	490.	9.05	2.15	2.75
	M	S	P.P.P.	P.P.P.	-1 S

TABLA 5.16

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 1.02	
TIPO DE AGITADOR:	6 FALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	FLAND	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.F.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.055	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.92	

EXP.	DIAMETRO AGITADOR	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
T 51	C.100	150.	9.40	1.70	10.64
T 52	C.090	210.	9.10	1.30	7.16
T 53	C.080	270.	9.15	1.90	5.39
T 54	C.070	330.	9.10	2.00	4.24
T 55	C.060	420.	9.20	1.90	3.49
T 56	C.050	570.	9.00	2.00	2.49
	M	S	P.P.H.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.17

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	FLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.5-0.5	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	P ²⁻⁴
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	KG/MS
INDICE DE CONCENTRACION:	1.00	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
U 11	0.204	90.	9.40	1.50	20.70
D 12	0.191	60.	9.40	1.35	20.50
D 13	0.136	60.	9.40	1.25	21.90
	P	S	P.P.H.	F.F.H.	-1 S

TABLA 5.18

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CNC 0.42	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	FLANC	
VELOCIDAD DE ACITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	2.2-C3	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.080	
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.007	KG/MS ^{2-H}
INDICE DE COMPORTAMIENTOS:	C.99	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
D 21	C.204	120.	8.40	1.30	12.90
D 22	C.151	105.	8.40	1.25	19.10
D 23	C.136	90.	8.40	1.45	19.50
	V	S	P.P.M.	P.F.H.	-L S

TABLA 5.19

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.64	
TIPO DE AGITACION:	6 PALETAS	
TIPO DE DISOLUTOR:	FLANCO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	2.2×10^{-3}	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.090	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.014	KG/MS ⁻²
INDICE DE CORTABILIDAD:	0.98	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	N A.10 L
D 31	0.204	180.	9.40	1.45	9.76
D 32	0.191	120.	9.40	1.70	13.30
D 33	0.150	105.	9.40	1.75	14.70
	M	S	P.P.H.	P.P.H.	-1 S

TABLA 5.20

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CAC 0.92	
TIPO DE AGITADOR:	5 PALETAS	
TIPO DE EFUSOR:	FLANU	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	2.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.023	KG/MS ²⁻ⁿ
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.95	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CONC. INITIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
0.41	0.204	180.	9.40	2.00	7.97
0.42	0.154	150.	9.40	1.50	10.30
0.43	0.120	120.	9.40	2.00	12.00
	M	S	P.P.H.	P.P.H.	-L S

TABLA 5.21

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CIC 1.04	
TIPO DE AGITADOR:	6 FALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.045	KG / L ²⁻¹¹
INDICE DE CLAFORTAMIENTO:	0.54	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
C 51	0.204	225.	8.40	1.95	6.49
C 52	0.151	150.	8.40	1.90	6.23
C 53	0.136	165.	8.40	1.75	5.51
	M	S	P.P.H.	P.F.L.	S ⁻¹

TABLA 5.22

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.P.M.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	4.2×10^{-3}	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.090	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE CORPENTAMIENTO:	1.00	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CCNC. INICIAL	CCNC. FINAL	K A.10 ³ L
D 61	C.204	105.	5.40	1.65	15.50
D 62	C.191	55.	5.40	1.35	21.51
D 63	C.136	75.	5.40	1.40	22.59
	M	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.23

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.42	
TIPO DE AGITACION:	6 PALETAS	
TIPO DE EFUSOR:	FLANC	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.F.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	4.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	C.090	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.007	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMFORTAPIENTE:	C.59	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEPO	CONC. INITIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
C 71	C.204	120.	9.35	2.30	10.72
D 72	C.151	105.	8.50	1.95	14.04
U 73	C.156	90.	8.45	1.95	10.27
	M	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.24

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CNC 0.62	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE LIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.F.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	4.6×10^{-3}	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.050	m
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.014	KG/PS
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.98	

EXP.	DIAMETRO TARJES	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	$\frac{K}{A \cdot 10^3}$
D 91	0.204	190.	8.35	2.10	7.63
D 92	0.151	140.	9.40	2.00	10.26
D 93	0.132	120.	8.35	2.15	11.21
	N	S	P.P.H.	P.F.H.	$\frac{-1}{S}$

TABLA 5.25

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CFC 0.51	
TIPO DE AGITADOR:	6 FALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.F.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	4.2×10^{-3}	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.025	$\text{KG/M}^2 \text{S}^{-1}$
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.55	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	$\frac{K A \cdot 10^3}{L}$
0.91	0.204	210.	8.30	2.30	6.12
0.92	0.151	165.	8.40	2.05	8.54
0.93	0.156	150.	8.40	2.05	5.35
	M	S	P.P.M.	P.P.M.	S^{-1}

TABLA 5.26

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 1.02	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DISFUSOR:	FLANC	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	$4.6 \cdot 10^{-3}$	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.045	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.54	

EXP.	DIAMETRO TANQUE	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
0101	0.204	270.	9.40	1.95	5.41
0102	0.151	210.	9.40	1.30	7.34
0103	0.136	120.	9.40	1.75	5.71
	P	S	P.P.P.	P.F.F.	-1 S

TABLA 5.27

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	1.00	

EXP.	DISTANCIA DIF - AGIT	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
H 11	0.09	150.	8.30	1.55	11.20
H 12	0.07	150.	8.30	1.50	11.40
H 13	0.05	150.	8.30	1.55	11.20
H 14	0.03	150.	8.30	1.50	11.40
H 15	0.01	120.	8.30	2.10	11.60
	M	S	P.P.H.	P.P.H.	-1 S

TABLA 5.28

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.62	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE CUFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.090	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	C.052	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTC:	0.88	

EXP.	DISTANCIA DIF - AGIT	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
H 21	0.09	120.	8.30	4.20	5.68
H 22	0.07	120.	8.30	4.20	5.68
H 23	0.05	120.	8.30	4.20	5.68
H 24	0.03	120.	8.30	4.15	5.78
H 25	C.01	120.	8.30	4.20	5.68
	M	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.29

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 1.02	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	6.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.237	KG/PS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.95	

EXP.	DISTANCIA DIF - AGIT	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
H 31	0.09	180.	8.40	4.10	3.98
H 32	0.07	240.	8.40	3.30	3.89
H 33	0.05	240.	8.40	3.30	3.89
H 34	0.03	240.	8.40	3.35	3.83
H 35	0.01	240.	8.40	3.30	3.89
	M	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.30

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	7.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	1.00	

EXP.	ALTURA LIQUIDO	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
HH11	0.22	90.	8.40	2.40	13.90
HH12	0.20	90.	8.30	2.30	14.30
HH13	0.18	90.	8.35	2.35	14.10
HH14	0.16	90.	8.35	2.40	13.90
HH15	0.14	90.	8.35	2.35	14.10
	M	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.31

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.43	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	7.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.029	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.91	

EXP.	ALTURA LIQUIDO	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
HH21	0.22	240.	8.25	2.90	4.36
HH22	0.20	240.	8.15	2.85	4.38
HH23	0.18	240.	9.10	2.90	4.43
HH24	0.16	240.	8.20	2.90	4.33
HH25	0.14	240.	8.25	2.90	4.36
	M	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.32

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CMC 0.8%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	7.	R.P.S.
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.E-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.060	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.107	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.86	

EXP.	ALTURA LIQUIDO	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
HH31	0.22	360.	8.50	3.60	2.39
HH32	0.20	360.	8.40	3.50	2.43
HH33	0.18	360.	8.45	3.55	2.41
HH34	0.16.	360.	8.50	3.65	2.35
HH35	0.14	360.	8.40	3.55	2.39
	N	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.33

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	TCROIDAL	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.P.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	1.00	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
TV11	2.E-03	120.	8.40	1.70	13.30
TV12	3.E-03	105.	8.40	1.55	16.10
TV13	4.E-03	90.	8.40	1.65	16.10
TV14	5.E-03	75.	8.40	1.70	21.30
TV15	6.E-03	75.	8.40	1.50	23.00
TV16	7.E-03	75.	8.40	1.40	23.90
	M / S	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.34

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CMC 0.48	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	TOROIDAL	
VELOCIDAD DE AGITACION:	S.	R.P.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.006	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.95	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
TV21	2.E-03	180.	8.40	1.70	8.88
TV22	3.E-03	150.	8.40	1.80	10.30
TV23	4.E-03	150.	8.40	1.60	11.10
TV24	5.E-03	150.	8.40	1.35	12.20
TV25	6.E-03	120.	8.40	1.60	13.80
TV26	7.E-03	120.	8.40	1.50	14.40
	M / S	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.35

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DISOL:	TERCICAL	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	2.5-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.090	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	P
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.031	KG/AS ²⁻¹¹
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	1.00	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INITIAL	CONC. FINAL	K x 10 ³ L
TN21	10.	30.	9.40	1.40	59.70
TN22	9.	45.	9.40	0.95	48.40
TN23	9.	45.	9.40	1.25	42.30
TN24	7.	60.	9.40	1.15	33.10
TN25	6.	80.	9.40	1.35	22.90
TN26	5.	105.	9.40	1.70	15.20
TN27	4.	120.	9.40	1.95	12.60
TN28	3.	165.	9.40	2.00	8.70
	P.P.S.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.36

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CFC 0.4%	
TIPO DE AGITADOR:	6 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	TROPICAL	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.5-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.080	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.006	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.95	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
TN11	10.	45.	8.40	1.40	28.30
TN12	9.	60.	8.40	1.40	29.90
TN13	8.	60.	8.40	1.70	26.60
TN14	7.	90.	8.40	1.45	19.50
TN15	6.	120.	8.40	1.45	14.60
TN16	5.	150.	8.40	1.30	10.30
TN17	4.	150.	8.40	2.30	7.20
TN18	3.	180.	8.40	3.20	5.35
	R.D.C.	S	P.D.M.	P.D.M.	-1

TABLA 5.37

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	4 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.P.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.076	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	KG/MS ^{2-N}
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	1.00	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
4V11	2.E-03	180.	8.40	2.25	7.32
4V12	3.E-03	180.	8.40	1.85	8.41
4V13	4.E-03	165.	8.40	1.75	9.51
4V14	5.E-03	150.	8.40	1.65	10.80
4V15	6.E-03	135.	8.40	1.65	12.10
4V16	7.E-03	120.	8.40	1.85	12.60
	M / S	S	P.P.M.	P.P.M.	S ⁻¹

TABLA 5.38

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.4%	
TIPO DE AGITADOR:	4 PALETAS	
TIPO DE DIFUSOR:	PLANO	
VELOCIDAD DE AGITACION:	5.	R.P.S.
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.076	P
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.006	2-N KG/PS
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	C.95	

EXP.	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	$K A.10^3$ L
4V21	2.E-03	300.	8.40	2.00	4.78
4V22	3.E-03	240.	8.40	2.20	5.58
4V23	4.E-03	210.	8.40	2.10	6.60
4V24	5.E-03	180.	8.40	2.30	7.20
4V25	6.E-03	180.	8.40	2.15	7.57
4V26	7.E-03	180.	8.40	1.80	8.56
	M / S	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.39

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	AGUA	
TIPO DE AGITADOR:	4 PALETAS	
TIPO DE DISOLUCION:	FLUIDO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	2.5-03	m / s
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.076	m
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	m
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.001	kg/m ³
INDICE DE COMPACTAMENTO:	1.00	

EXC.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 L
4011	11.	60.	8.40	1.80	27.60
4012	10.	60.	8.40	1.80	26.80
4013	9.	60.	8.40	2.15	22.70
4014	8.	90.	8.40	1.55	15.30
4015	7.	120.	8.40	1.45	14.60
4016	6.	150.	8.40	1.55	11.30
4017	5.	150.	8.40	1.85	9.41
4018	4.	130.	8.40	2.90	6.10
4019	3.	140.	8.40	3.90	4.26
	P.P.S.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1 S

TABLA 5.40

VARIABLES	VALOR	UNIDADES
DISOLUCION:	CPC 0.43	
TIPO DE AGITADOR:	4 PALETAS	
TIPO DE REACTORES:	PLANO	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS:	3.5-03	M / S
DIAMETRO DEL AGITADOR:	0.076	M
DIAMETRO DEL TANQUE:	0.204	M
INDICE DE CONSISTENCIA:	0.006	KG/MS ²⁻¹
INDICE DE COMPORTAMIENTO:	0.95	

EXP.	VELOCIDAD AGITACION	TIEMPO	CONC. INICIAL	CONC. FINAL	K A.10 ³ L
4N21	11.	75.	8.40	2.25	17.00
4N22	10.	90.	8.40	2.20	15.00
4N23	9.	105.	8.40	1.90	14.20
4N24	8.	120.	8.40	2.05	11.90
4N25	7.	150.	8.40	2.00	9.57
4N26	6.	180.	8.40	2.40	6.96
4N27	5.	240.	8.40	2.15	5.63
4N28	4.	240.	8.40	3.10	4.15
4N29	3.	360.	8.40	2.95	2.91
	P.P.C.	S	P.P.M.	P.P.M.	-1

TABLA 5.41

6. DISCUSION DE LOS RESULTADOS

En la discusión de los resultados que a continuación se desarrolla, se ha supuesto que la transferencia de materia no está afectada por la transmisión de calor. La solubilidad del oxígeno en agua y disoluciones acuosas de carboximetilcelulosa es tan reducida (8.4 ppm a 25 °C) que el calor de disolución desprendido no puede producir variaciones significativas de las temperaturas de las fases de su superficie de contacto, que modifiquen la concentración de equilibrio correspondiente.

El gran número de variables que afectan al coeficiente global de transferencia de materia, $K_L a$, aconseja su agrupamiento en razones adimensionales, a fin de facilitar el estudio de su influencia.

Por análisis dimensional (Apéndice 9.3) se llega a la función:

$$Sh = f (Re, Sc, We, Na, F_1, F_2, F_3) \quad [6-1]$$

La influencia de las distintas variables se discutirá con-

siderando la que corresponde a las razones adimensionales de la función anterior, que las engloban pues de tal forma, atribuyendo a la misma caracter potencial, como es práctica habitual en Ingeniería Química será posible llegar a ecuaciones generales que reproduzcan los datos experimentales con suficiente precisión, útiles, por tanto, para la evaluación del coeficiente K_L en cada caso concreto. A tal fin la función [6-1] expresada en forma potencial será:

$$\frac{K_L a T^2}{D_L} = \alpha \left[\frac{\rho N^{2-n} T^2}{k} \right]^b \left[\frac{k}{\rho D_L N^{1-n}} \right]^c \left[\frac{\rho N^2 T^3}{\sigma} \right]^e \times$$

$$\times \left[\frac{N T}{V_s} \right]^f \left[\frac{T}{D} \right]^g \left[\frac{T}{h} \right]^i \left[\frac{T}{H} \right]^j \quad [6-2]$$

6.1 DIFUSOR PLANO Y AGITADORES DE 6 PALETAS

6.1.1. Experimentos previos

i) Ajuste de los puntos experimentales al modelo matemático

En la Figura 6.1 se han representado en coordenadas semilogarítmicas los valores de la concentración de oxígeno disuelto, C_L , frente al tiempo, t , correspondientes al experimento P-1 (Tabla 5.1).

Se observa que todos los puntos se ajustan a una recta de pendiente negativa, de acuerdo con el modelo matemático deducido en el apartado 2.3.3. de la Introducción, para el método de la desorción de oxígeno con nitrógeno, ecuación [2-41].

$$\ln C_L = \ln C_{LO} - K_L a t$$

[6-3]

Por ello en toda la experimentación que se realizó posteriormente y a fin de simplificar, se tomaron exclusivamente dos valores de la concentración de oxígeno disuelto, correspondientes al instante inicial y a un determinado tiempo de desorción, variable según las condiciones del experimento.

ii) Reproducibilidad de los experimentos

En la Tabla 6.1 se resumen los valores de $K_L a$ obtenidos a partir de los experimentos P-1, P-2 y P-3 de la Tabla 5.1 realizados en las mismas condiciones experimentales.

Se aprecia en ella que los valores deducidos para el coeficiente de transferencia de materia volumétrico individual concuerdan perfectamente, con una desviación típica de 3.5×10^{-5} respecto de su valor medio $4.25 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$.

6.1.2. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas

En la Figura 6.2 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de velocidad superficial de paso del gas, V_s , resumidos en las Tablas 5.2 a 5.6.

Puede observarse que se obtienen cinco rectas paralelas indicativas de una relación entre $K_L a$ y V_s del tipo:

$$K_L a = \omega_1 \times V_s^{\beta}$$

[6-4]

Posteriormente se ajustaron dichas rectas a una pendiente única, mediante el programa de cálculo de regresión detallado en el apartado 9.5 del Apéndice, resultando el valor de dicha pendiente

te igual a 0.4, es decir:

$$\beta = 0.40$$

[6-5]

6.1.3. Influencia de la velocidad de agitación

En la Figura 6.3 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de velocidad de agitación, N , resumidos en las tablas 5.7 a 5.12.

En dicha representación se aprecian para cada concentración de carboximetilcelulosa, tres zonas claramente diferenciadas en las que la influencia de la velocidad de agitación es distinta.

La primera de ellas, prácticamente horizontal, Tramo I, es indicativa de la no influencia de la velocidad de agitación, para valores bajos de ésta, sobre el coeficiente de transferencia de materia volumétrico. Dicho comportamiento es debido a que en estas condiciones, la agitación no es suficiente para la distribución de las burbujas de manera homogénea en el tanque, predominando el efecto de borboteo del gas, lo que puede apreciarse visualmente.

Las otras dos zonas en que la variación es lineal, tienen pendientes comunes para las seis concentraciones de CMC y distintas para cada una de las zonas. Para ambas se cumple la relación:

$$K_L a = w_2 \times N^Y$$

[6-6]

Mediante el programa de regresión se dedujeron los siguientes valores de las pendientes:

$$\text{Tramo II} = 1.41$$

[6-7]

$$\text{Tramo III} = 1.96$$

[6-8]

Mediante regresión de los datos experimentales se llega a los siguientes valores de las pendientes:

$$\text{Tramo I} = 1.63 \quad [6-10]$$

$$\text{Tramo II} = 2.49 \quad [6-11]$$

La mayor influencia del diámetro del agitador, para valores elevados de éste, sobre el coeficiente de transferencia de materia volumétrico se puede explicar, al igual que en el caso de la velocidad de agitación, por la rotura de la superficie superior del fluido que origina la consiguiente aireación superficial.

6.1.5. Influencia del diámetro del tanque

En las Figuras 6.5 y 6.6 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los del diámetro del tanque, D , resumidos en las Tablas 5.18 a 5.27.

Puede observarse que se obtienen diez rectas paralelas indicativas de una relación entre $K_L a$ y D del tipo:

$$K_L a = \omega_4 \times D^\epsilon \quad [6-12]$$

Dichas rectas se ajustaron mediante regresión lineal a un único valor de la pendiente que resultó ser igual a -1.0, es decir:

$$\epsilon = -1.0 \quad [6-13]$$

6.1.6. Influencia de la distancia entre el difusor y el agitador

En la Figura 6.7 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de la distancia entre el difusor y

el agitador, h , resumidos en las Tablas 5.28 a 5.30.

Las tres rectas horizontales resultantes indican la no influencia de esta variable sobre los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, en el intervalo estudiado.

6.1.7. Influencia de la altura de líquido en el tanque

En la Figura 6.8 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de altura de líquido en el tanque, H , resumidos en las Tablas 5.31 a 5.33.

Al hacer dicha representación se obtienen tres rectas horizontales, pudiéndose afirmar al igual que en el caso anterior, la no influencia de H sobre el coeficiente de transferencia de materia volumétrico.

6.1.8. Correlación de los datos experimentales

En los apartados anteriores se ha discutido la influencia de todas las variables que han podido investigarse independientemente, es decir, aquellas que se podían variar sin que lo hiciera ninguna de las restantes. Otras variables importantes como los parámetros reológicos del fluido no newtoniano, índice de consistencia, k , e índice de comportamiento, n , también influyen en la correlación de los datos experimentales, pero su influencia no puede establecerse directamente al no poderse variar uno de ellos sin que lo haga el otro.

i) Estudio global de la influencia de las variables

Utilizando conjuntamente todos los datos experimentales, se planteó el ajuste de los mismos a una función potencial única que relacionara el coeficiente de transferencia de materia volumé-

trico, con las distintas variables que se pudieron variar, es decir, a una expresión del tipo:

$$K_L a = \omega V_s^\beta N^\gamma T^\delta D^\epsilon k^\theta \quad [6-14]$$

en la que no aparecen la altura de líquido en el tanque ni la distancia entre difusor y agitador, vista su no influencia en apartados anteriores. Así mismo no aparece el índice de comportamiento del fluido, n , por estar su variación implícita en la del índice de consistencia, k .

Dicho ajuste se llevó a cabo mediante los programas de cálculo de regresión, detallados en el apartado 9.5 del Apéndice. En la Tabla 6.2 se detallan los valores obtenidos para los distintos coeficientes, así como sus desviaciones típicas y la desviación típica de la estimación. La ecuación [6-14] adquiere pues la forma

$$K_L a = 2.87 \times 10^{-2} V_s^{0.40} N^{1.56} T^{1.88} D^{-1.0} k^{-0.35} \quad [6-15]$$

En esta correlación se ha supuesto una única influencia, sobre el coeficiente de transferencia de materia volumétrico, del diámetro del agitador y de la velocidad de agitación. Puesto que en los apartados anteriores se ha comprobado que esta influencia no es única, al aparecer dos zonas en el estudio de dichas variables, se pensó que los datos experimentales se debían ajustar a dos correlaciones distintas, dependiendo de la existencia o no de rotura de la superficie.

El punto de corte de ambas correlaciones debería estar relacionado con algún número adimensional de la ecuación [6-2] que contuviera a las variables N y T y en el que no figurase ninguna de las restantes variables de la ecuación [6-13]. Dicho número adimensional resulta ser el de Weber, de expresión:

$$We = \frac{\rho N^2 T^3}{\sigma} \quad [6-16]$$

En la Figura 6.9 se representan en escala doble logarítmica los residuos del ajuste efectuado frente al citado número de Weber, observándose un cambio de tendencia de los citados residuos para un valor de dicho número de 220. Este valor coincide con el correspondiente a los puntos de corte de los dos tramos, de las Figuras 6.3 y 6.4, no horizontales.

El ajuste de los datos experimentales a dos zonas, dio como resultado las siguientes expresiones:

$$K_L a = 2.27 \times 10^{-2} V_s^{0.40} N^{1.41} T^{1.63} D^{-1.0} k^{-0.30}$$

We < 220 [6-17]

$$K_L a = 5.66 \times 10^{-2} V_s^{0.40} N^{1.96} T^{2.49} D^{-1.0} k^{-0.37}$$

We > 220 [6-18]

En la Tabla 6.3 se detallan los valores de los exponentes y sus correspondientes desviaciones típicas. Así mismo se detallan las desviaciones típicas de la estimación en cada una de las zonas y la global, obtenida al promediar por número de puntos las anteriores.

Comparando estos valores con los de la Tabla 6.2 se observa que las desviaciones típicas de los coeficientes son algo menores cuando se consideran dos zonas. Por otra parte la desviación típica de la estimación pasa de un 12.7% a una desviación típica del 5.7%, para la zona en que no existe rotura de la superficie del líquido, y a una desviación típica del 11.2% para la zona en que existe dicha rotura. La desviación típica global de la estimación es del 9.1% lo que supone una disminución del 40% respecto de la desviación al considerar una sola zona.

Los valores de los coeficientes obtenidos por regresión múltiple se ajustan perfectamente a los encontrados en el estudio individual de cada una de las variables, apartados 6.1.2 a 6.1.5,

lo que confirma la bondad de los mismos.

ii) Correlaciones adimensionales

Tras el ajuste de las variables estudiadas se procede a - realizar el ajuste de la expresión adimensional [6-2] en la que se eliminan los dos últimos factores de forma, cuya no influencia ha quedado ya demostrada, apartados 6.1.6 y 6.1.7. Dicha expresión ad quiere la forma

$$Sh = a Re^b Sc^c We^d Na^e (T/D)^f \quad [6-19]$$

expresión en la que se han sustituido los números adimensionales - por sus símbolos, a fin de simplificar.

El ajuste de los datos experimentales a la expresión [6-19] se ha realizado mediante los programas de regresión múltiple detallados en el apartado 9.5 del Apéndice.

Como se ha demostrado en líneas precedentes existen dos zo nas diferenciadas por el valor del número de Weber, por lo que el ajuste se ha realizado considerando por separado dichas zonas. Como resultado se han obtenido las siguientes expresiones:

$$Sh = 6.44 Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad We < 220 \quad [6-20]$$

$$Sh = 1.00 Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D \quad We > 220 \quad [6-21]$$

La ecuación [6-20] correspondiente a la zona en la que no existe rotura de la superficie superior del líquido, reproduce los datos con un error medio del 7.1%, mientras que la ecuación [6-21] correspondiente a la zona en la que la superficie del fluido se - rompe, produciéndose la aireación superficial, reproduce los da - tos experimentales con un error medio del 8.9%. En las Figuras 6.10 y 6.11 se representa en escala doble logarítmica los valores del - número de Sherwood experimentales y los calculados mediante las -

ecuaciones [6-20] y [6-21] respectivamente.

La mayor desviación observada en la zona correspondiente a valores del número de Weber elevados, puede explicarse por la aleatoriedad del fenómeno de rotura de la superficie, difícilmente controlable.

Considerando las ecuaciones [6-20] y [6-21] como un conjunto, los datos experimentales se ajustan con un error medio del 8.1%, error que está dentro de los límites usuales de este tipo de correlaciones. En la Figura 6.12 se representan en escala doble logarítmica los valores experimentales del número de Sherwood frente a los calculados por las expresiones [6-20] y [6-21].

La influencia de cada una de las variables que aparecen en la expresión adimensional [6-2] se pueden establecer considerando los exponentes de cada una de aquellas en los distintos números. Esta influencia es idéntica a la observada en las ecuaciones [6-17] y [6-18].

Comparando las ecuaciones [6-20] y [6-21] con las obtenidas por otros autores (46, 48 y 62), ecuaciones [2-30], [2-33] y [2-34], se pueden hacer las siguientes observaciones:

1.- Las correlaciones obtenidas en esta investigación son más generales que las encontradas en la bibliografía, debido a que el número de variables estudiadas ha sido mayor.

2.- La utilización de los parámetros reológicos, k y n , presenta la ventaja de que éstos son constantes e independientes de la agitación del fluido, mientras que la viscosidad aparente media del fluido, μ_a , utilizada por los citados investigadores depende de los gradientes locales de velocidad existentes en el tanque.

3.- Estos autores han analizado la influencia de la velocidad de agitación suponiendo que el resto de las variables permanecían constantes, suposición que no es cierta, en su caso, debido a que la viscosidad aparente media viene determinada en función de -

dicha velocidad de agitación, según la ecuación [2-28], y que, por lo tanto, no permanece constante.

4.- La influencia de las distintas variables estudiadas en esta investigación y en las efectuadas por otros autores se detalla en la Tabla 6.4. En ella se observa que la discrepancia entre los distintos investigadores y las correlaciones de esta investigación no es muy grande y está explicada por la distinta geometría de cada aparato experimental, las variables estudiadas y a la discrepancia entre los parámetros reológicos.

5.- En las correlaciones de Yagi y Yoshida (62) y Ranade y Ulbrecht (48) aparece el número de Deborah, no utilizado en la presente investigación, al no presentar carácter viscoelástico las disoluciones acuosas de carboximetilcelulosa.

En líneas precedentes se ha considerado la existencia de dos zonas en función del valor del número de Weber, llegándose a correlaciones distintas para cada zona que diferían en la distinta influencia de los números de Reynolds y de Weber. Debido a que los exponentes del primero de ellos, 0.63 en el caso de valores bajos del número de Weber y 0.70 para valores elevados de dicho número, no difieren excesivamente, se pensó ajustar todos los datos experimentales a una única correlación que llevase implícita la distinta influencia del número de Weber. Para ello se recurrió a la siguiente expresión:

$$Sh = a Re^b Sc^c We^d (1 + e We)^f Na^g (T/D)^h \quad [6-22]$$

Mediante el programa de cálculo de regresión no lineal múltiple ya citado se ajustaron los datos experimentales a la ecuación [6-22], obteniéndose la siguiente expresión:

$$Sh = 8.38 Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) \times$$

$$\times Na^{-0.40} T/D$$

[6-23]

que reproduce los datos experimentales con un error medio del 2.6%, valor algo mayor que el correspondiente a las expresiones [6-20] y [6-21], pero que representa la ventaja de no considerar puntos de corte críticos para ningún número adimensional. En la Figura 6.13 se representan en escala doble logarítmica los valores experimentales del número de Sherwood y los calculados mediante la ecuación [6-23], observándose el buen ajuste de los datos experimentales.

6.2. DIFUSOR TIROIDAL Y AGITADORES DE 6 PALETAS

6.2.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas

En la Figura 6.14 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de velocidad superficial de paso del gas, V_g , resumidos en las Tablas 5.34 y 5.35.

Puede observarse que se obtienen dos rectas paralelas, que pueden ajustarse a una pendiente única de valor 0.40, coincidente con el encontrado en el apartado 6.1.2. utilizando el difusor plano.

6.2.2. Influencia de la velocidad de agitación

En la Figura 6.15 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de velocidad de agitación, N , resumidos en las Tablas 5.36 y 5.37.

En dicha representación se aprecian, tanto para el agua como para la disolución al 0.4% de carboximetilcelulosa, dos zonas claramente diferenciadas, en las que la influencia de la velocidad de agitación es distinta. Dichas zonas están diferenciadas por una velocidad de agitación de 5 a 6 rps, correspondiente a un valor del número de Weber de 220, idéntico al encontrado para el caso -

del difusor plano.

Si se ajusta la zona I a una pendiente de 1.41, ecuación [6-7], y la zona II a una pendiente única de 1.96, ecuación [6-8], se observa en dicha Figura 6.15 el buen ajuste de los datos experimentales, lo que confirma que la influencia de la velocidad de agitación es la misma que en el caso del difusor plano.

6.2.3. Correlación de los datos experimentales

Debido a que la influencia de las variables estudiadas es la misma que en el caso del difusor plano, se pensó ajustar los datos experimentales correspondientes al empleo del difusor tiroidal a expresiones semejantes a las ecuaciones [6-20] [6-21] y [6-23], - es decir:

$$Sh = a Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad We < 220 \quad [6-24]$$

$$Sh = b Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D \quad We > 220 \quad [6-25]$$

$$Sh = c Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) \quad x$$

$$x \quad Na^{-0.40} \quad T/D \quad [6-26]$$

Ajustando los datos experimentales se obtuvieron los siguientes valores de los coeficientes a, b y c:

$$a = 7.74 \quad b = 1.11 \quad c = 9.63 \quad [6-27]$$

con lo que las ecuaciones [6-24] a [6-26] adquieren la forma:

$$Sh = 7.74 Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad We < 220 \quad [6-28]$$

$$Sh = 1.11 Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D \quad We > 220 \quad [6-29]$$

$$Sh = 9.63 Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) \times Na^{-0.40} T/D \quad [6-30]$$

En la Figura 6.16 se representan en escala doble logarítmica los valores del número de Sherwood experimentales frente a los calculados por las expresiones [6-28] y [6-29], observándose el buen ajuste de los datos experimentales.

En la Figura 6.17 se representan en la misma escala que en la figura anterior los valores experimentales del número de Sherwood frente a los calculados por la expresión [6-30], observándose del mismo modo el buen ajuste de los datos experimentales.

6.3. DIFUSOR PLANO Y AGITADORES DE 4 PALETAS

6.3.1. Influencia de la velocidad superficial de paso del gas

En la Figura 6.18 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de velocidad superficial de paso del gas, V_g , resumidos en las Tablas 5.38 y 5.39.

Puede observarse que se obtienen dos rectas paralelas, que ajustadas a un único valor de la pendiente igual a 0.40, reproducen perfectamente los datos experimentales, lo que indica una influencia de la velocidad superficial de paso del gas similar a la encontrada en el caso de agitadores de turbina de seis paletas.

6.3.2. Influencia de la velocidad de agitación

En la Figura 6.19 se representan en escala doble logarítmica los valores de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, frente a los de velocidad de agitación, N , resumi

dos en las Tablas 5.40 y 5.41.

Puede observarse que se obtienen dos rectas paralelas, que se ajustan a una pendiente única de 1.41, coincidente con la correspondiente al caso de agitadores de seis paletas cuando no existe rotura de la superficie.

El hecho de que no aparezcan dos zonas con diferente influencia de la velocidad de agitación puede deberse a las diferentes características geométricas de ambos tipos de agitador (Apéndice 9.1.2.). De esta forma, al ser menos eficaz el agitador de cuatro paletas, no se produce rotura de la superficie superior del líquido, aún con valores del número de Weber superiores a 220, ya que en dicho número sólo aparece el diámetro del agitador como característica geométrica.

6.3.3. Correlación de los datos experimentales

Debido a que en el caso de agitadores de cuatro paletas la influencia de las velocidades, superficial de paso del agua y de agitación, es la misma que en el caso de la utilización de agitadores de seis paletas, cuando el valor del número de Weber es menor de 220, se pensó ajustar los datos experimentales a una única ecuación semejante a la expresión [6-20], es decir:

$$Sh. = a Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad [6-31]$$

Ajustando los datos experimentales a esta expresión se encontró un valor del coeficiente:

$$a = 4.66 \quad [6-32]$$

con lo que la ecuación [6-31] adquiere la forma:

$$Sh = 4.66 Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad [6-33]$$

En la Figura 6.20 se representan en escala doble logarítmica los valores experimentales del número de Sherwood frente a los calculados por la ecuación [6-33], observándose el buen ajuste de los datos experimentales.

6.4. CORRELACION GENERAL PARA CUALQUIER TIPO DE AGITADOR Y DIFUSOR

Considerando las ecuaciones [6-20], [6-21], [6-23], [6-28], [6-29], [6-30] y [6-33] se pueden hacer las siguientes consideraciones:

- 1.- La influencia de los números de Schmidt, de aireación y cociente de diámetro T/D, es la misma en todas las ecuaciones citadas.
- 2.- La influencia de los números de Reynolds y Weber es distinta según se considere o no la presencia de aireación a través de la superficie superior del líquido.
- 3.- El coeficiente de proporcionalidad de dichas ecuaciones es distinto, dependiendo del tipo de agitador, del tipo de difusor y de la existencia de rotura de la superficie del líquido.

Como resultado de estas consideraciones se proponen las siguientes correlaciones generales, válidas para cualquier tipo de agitador y difusor:

- 1.- Cuando no existe rotura de la superficie del líquido:

$$Sh = a Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D \quad [6-34]$$

- 2.- Cuando existe rotura de la superficie del líquido:

$$Sh = b Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D \quad [6-35]$$

- 3.- Correlación única válida para ambos casos:

$$Sh = c \cdot Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) \times$$

$$\times Na^{-0.40} T/D$$

[6-36]

En la Tabla 6.5 se detallan los valores de los coeficientes a, b y c para los diferentes sistemas utilizados en la presente investigación.

Las tres correlaciones propuestas, ecuaciones [6-34] a [6-36], encuentran en la práctica abundantes ejemplos de utilización. La primera de ellas, ecuación [6-34], se aplicará principalmente a procesos de aireación en que el líquido presente una viscosidad elevada o las condiciones de agitación no sean muy turbulentas. En cuanto a la ecuación [6-35], se empleará cuando se trabaje con un líquido cuya viscosidad sea similar a la del agua o algo mayor, o bien, las condiciones de agitación, sean muy turbulentas. Finalmente, la ecuación [6-36], tendrá su principal aplicación en ciertos procesos de fermentación en los que la viscosidad del líquido aumenta a lo largo del tiempo, con lo que se alcanzan los dos regímenes de turbulencia, existencia de rotura de la superficie y ausencia de ella.

En el caso en que se utilice un tipo de agitador o difusor distinto, las expresiones [6-34] a [6-36], siguen siendo válidas, bastando una pequeña experimentación para determinar el coeficiente a, b o c, necesario para su utilización. Dicha experimentación consistirá únicamente en ocho o diez experimentos con una única condición: que dichos experimentos se desarrollen con distintos valores de las variables en juego (velocidad superficial de paso del gas, velocidad de agitación, diámetros del agitador y del tanque y parámetros reológicos del líquido). Con este número de experimentos, se garantizará una precisión de los indicados coeficientes comparable a la obtenida en la presente investigación.

6.5. DETERMINACION INDIRECTA DE AREAS INTERFACIALES

Como ya se indicó en el apartado 2.2.2 de la Introducción,

en nuestro Departamento se obtuvo una correlación para la determinación de coeficientes de transferencia de materia, K_L , en fluidos newtonianos y no newtonianos (22), ecuación [2-26]. Para ello se utilizó la disolución de partículas sólidas de ácido benzoico en tanques agitados con agitadores de turbina de cuatro paletas idénticos al utilizado por nosotros en el apartado 6.3. La correlación obtenida tiene la forma

$$\frac{K_L D}{D_L} = 1.33 \left[\frac{\rho N^{2-n} T^2}{k} \right]^{0.63} \left[\frac{k}{\rho D_L N^{1-n}} \right]^{1/3} \quad [6-37]$$

Comparando esta ecuación con la expresión [6-33], obtenida con agitadores de cuatro paletas, se observa que la influencia de los números de Reynolds y de Schmidt es la misma en ambas correlaciones.

Debido a esta coincidencia se pensó que al dividir la expresión [6-33] por la expresión [6-37] se llega a una correlación simple en el que se ha eliminado el coeficiente de transferencia de materia, K_L . Tras la citada división se llega a la siguiente correlación:

$$(a T) = 3.50 \left[\frac{\rho N^2 T^3}{\sigma} \right]^{0.59} \left[\frac{N T}{V_s} \right]^{-0.40} \quad [6-38]$$

expresión que permite determinar el área interfacial por unidad de volumen, a , a partir de variables físicas y geométricas, exclusivamente.

La imprecisión en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos, $K_L a$, es debida a que el coeficiente de transferencia de materia, K_L , y la superficie interfacial por unidad de volumen, a , dependen de manera distinta de algunas variables o incluso de variables diferentes.

Comparando las ecuaciones [6-37] y [6-38] se observa que el coeficiente de difusión, D , sólo afecta a la primera de ellas, mientras que la velocidad superficial de paso del gas, V_g , y la tensión superficial del líquido, σ , sólo afectan al área interfacial. Así mismo, la influencia de las distintas variables es distinta en cada una de las correlaciones. Esto viene a corroborar la indeterminación de la determinación de los coeficientes de transferencia de materia volumétricos.

TABLA 6.1

EXPERIMENTO	$K_L a \times 10^3$
P-1	4.25
P-2	4.28
P-3	4.21
	s^{-1}

TABLA 6.2

EXPONENTE ec. [6-15]	VALOR	DESVIACION TIPICA
β	0.40	0.04
γ	1.56	0.04
δ	1.88	0.07
ϵ	-1.00	0.09
θ	-0.35	0.01
DESVIACION TIPICA DE LA ESTIMACION : 12.7 %		

TABLA 6.3

EXPONENTE	ec. [6-17]			ec. [6-18]	
	VALOR	DESV. TIPICA	VALOR	DESV. TIPICA	
β	0.40	0.04	0.40	0.04	
γ	1.41	0.03	1.96	0.03	
δ	1.63	0.06	2.49	0.06	
ϵ	-1.00	0.06	-1.00	0.06	
θ	-0.30	0.01	-0.37	0.01	
DESV. TIPICA DE LA ESTIMACION	5.7 %			11.2 %	
DESV. TIPICA GLOBAL				9.1 %	

TABLA 6.4

INVESTIGADORES	VARIABLE					
	V_s	N	T	D	μ_a	k
PEREZ Y SANDALL (46)	0.447	1.11	0.667	-	-0.41	-
RANADE Y ULBRECHT (48)	-	1.8	1.6	-	-0.41	-
YAGI Y YOSHIDA (62)	0.48	2.2	1.51	-	-0.40	-
PRESENTE INVESTIGACION	0.40	1.41	1.63	-1.0	-	-0.30
		1.96	2.49			-0.37

TABLA 6.5

TIPO DE AGITADOR	TIPO DE DIFUSOR	COEFICIENTE	VALOR
6 PALETAS	PLANO	a	6.44
		b	1.00
		c	8.38
6 PALETAS	TOROIDAL	a	7.74
		b	1.11
		c	9.63
4 PALETAS	PLANO	a	4.66

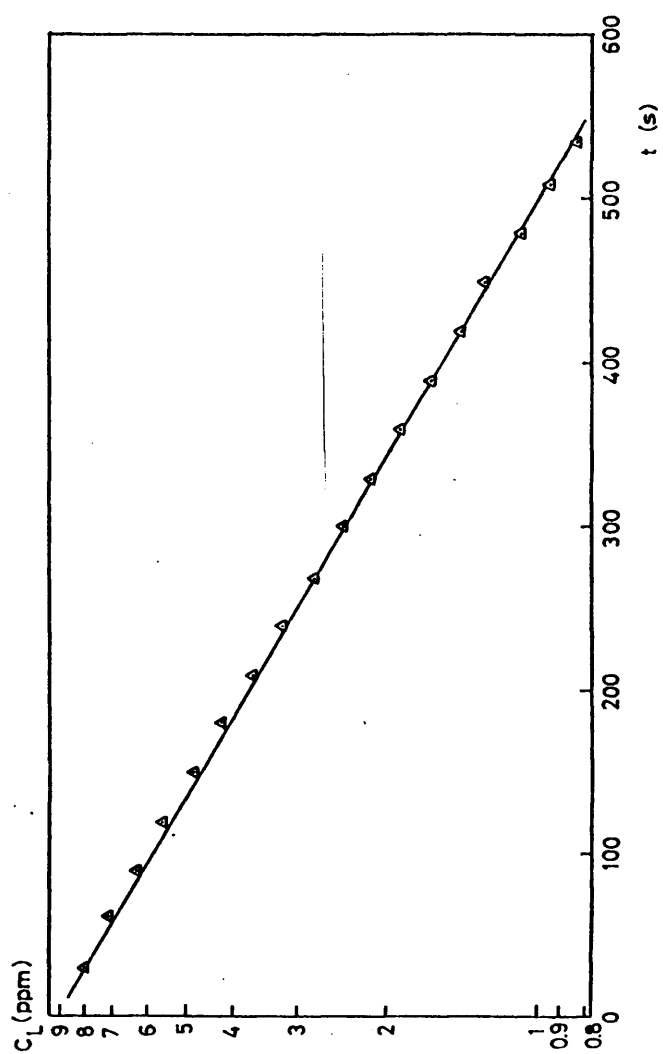
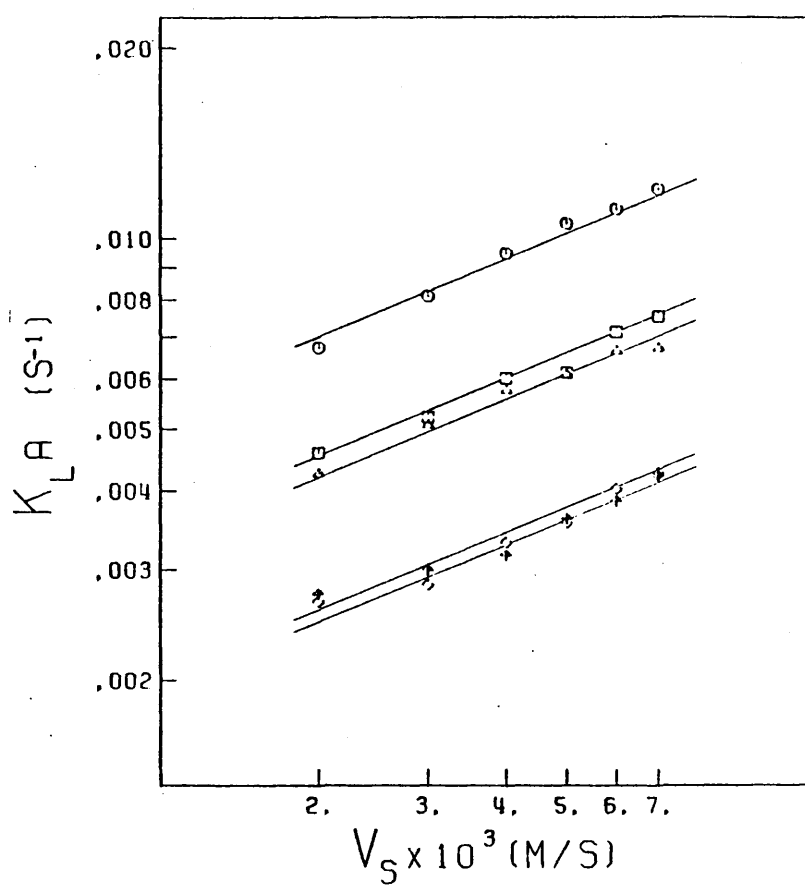
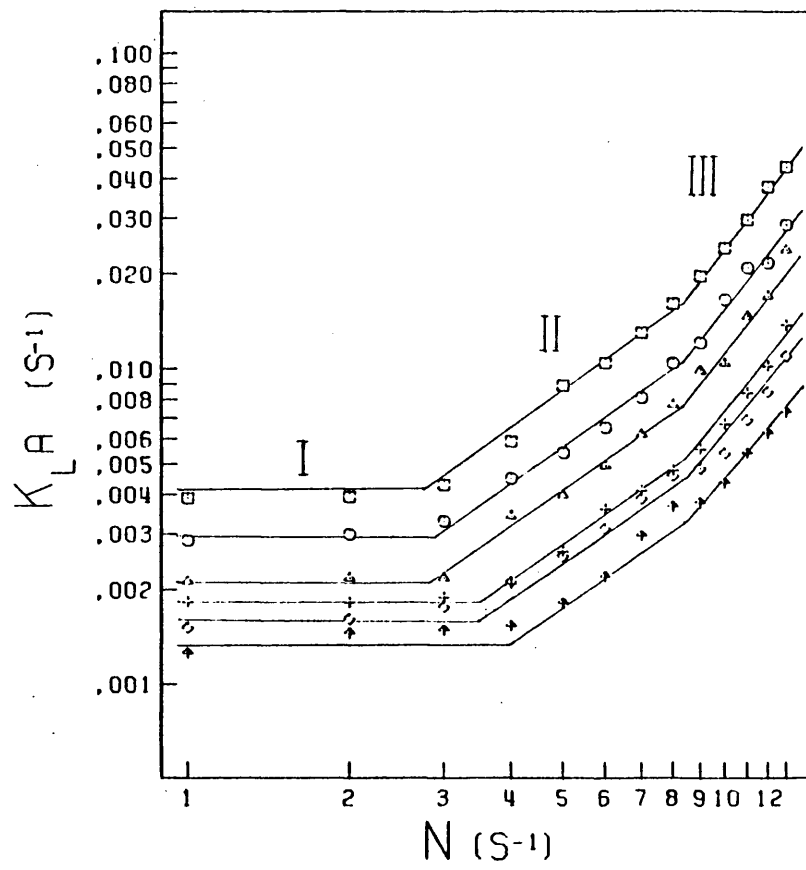


FIGURA 6.1 Modelo matemático



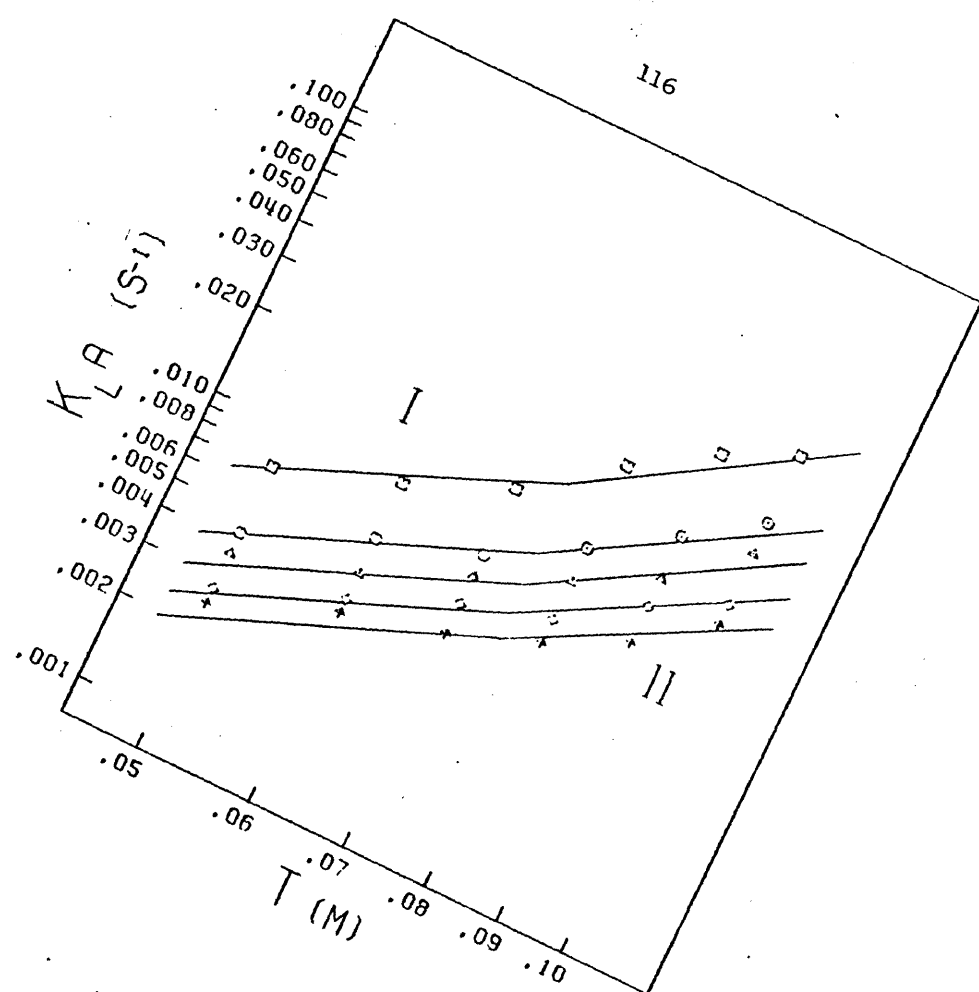
□ CMC 0.5% V1
 ○ CMC 0.5% V2
 △ CMC 1.0%
 ◇ CMC 1.2%
 ✦ CMC 1.5%

FIGURA 6.2



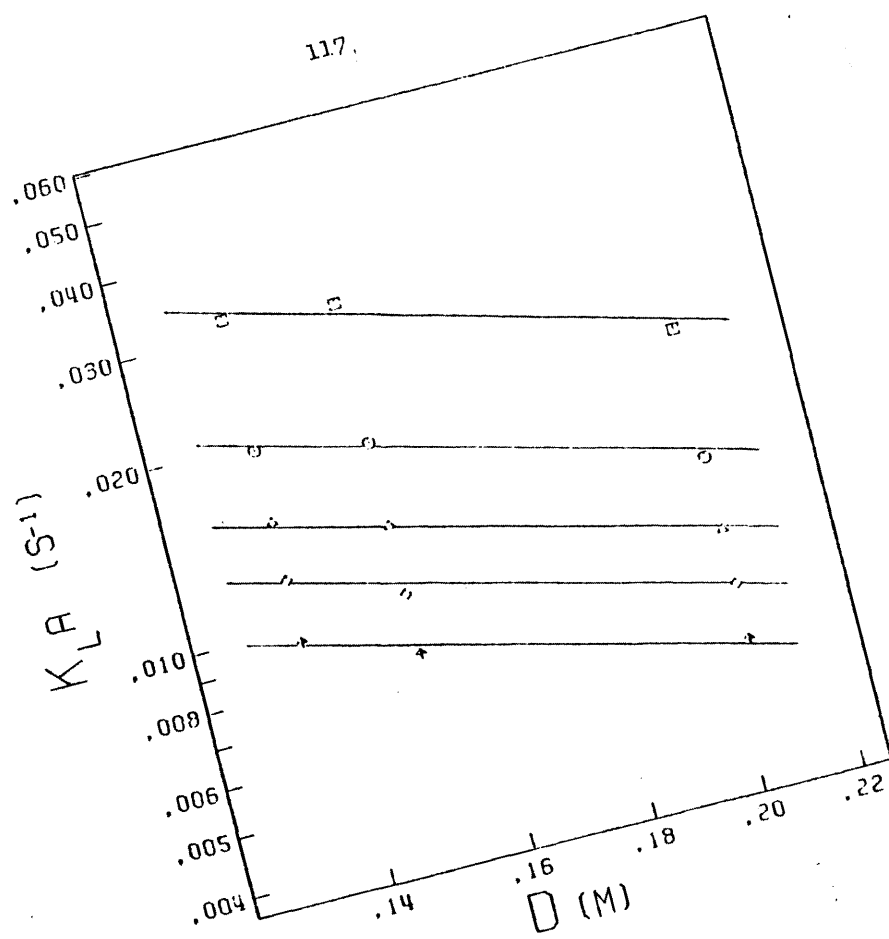
- AGUA
- CMC 0.2%
- △ CMC 0.4%
- + CMC 0.6%
- ◇ CMC 0.8%
- ↑ CMC 1.0%

FIGURA 6.3



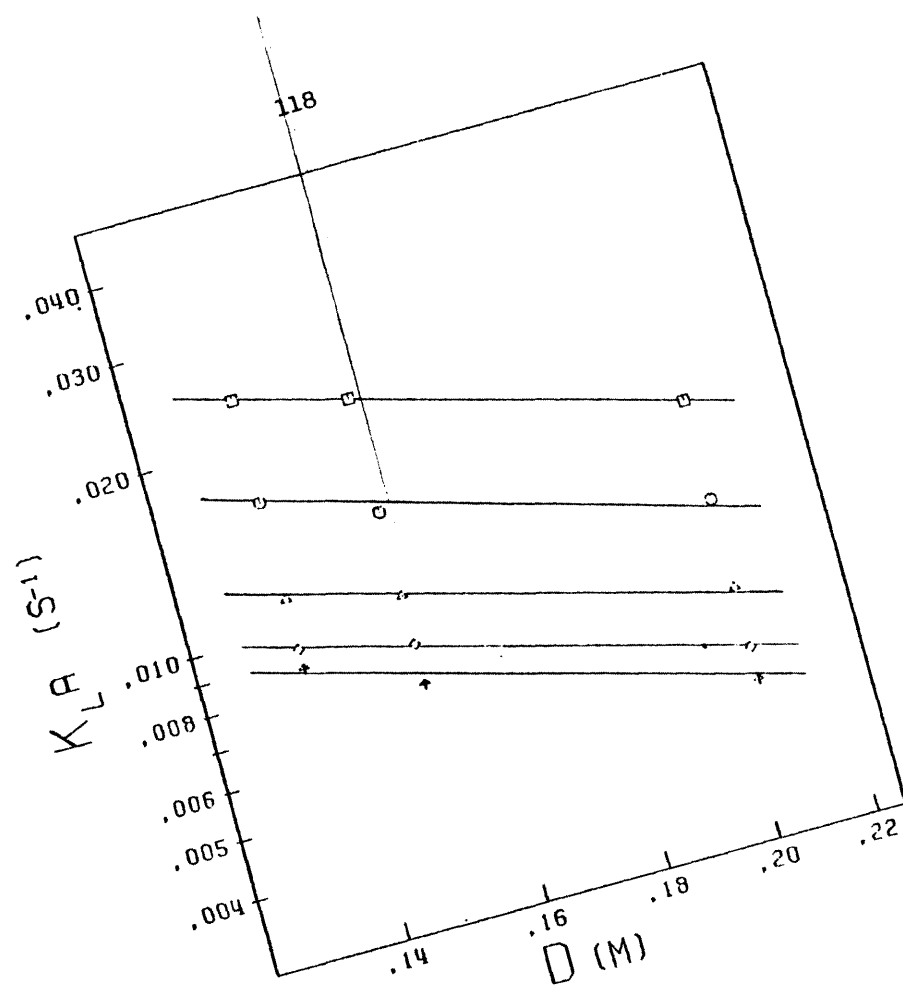
□ AGUA
 ○ CMC 0.4%
 △ CMC 0.6%
 ◊ CMC 0.8%
 * CMC 1.0%

FIGURA 6.4



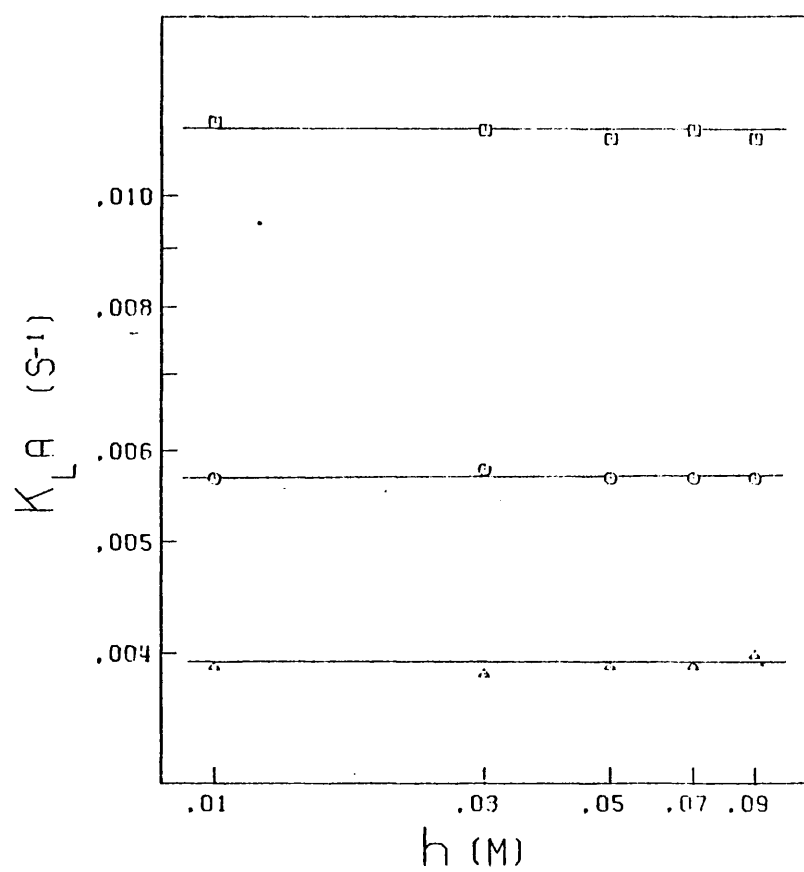
□ AGUA
 ○ CMC 0.4%
 △ CMC 0.6%
 ◇ CMC 0.8%
 ✕ CMC 1.0%

FIGURA 6.5



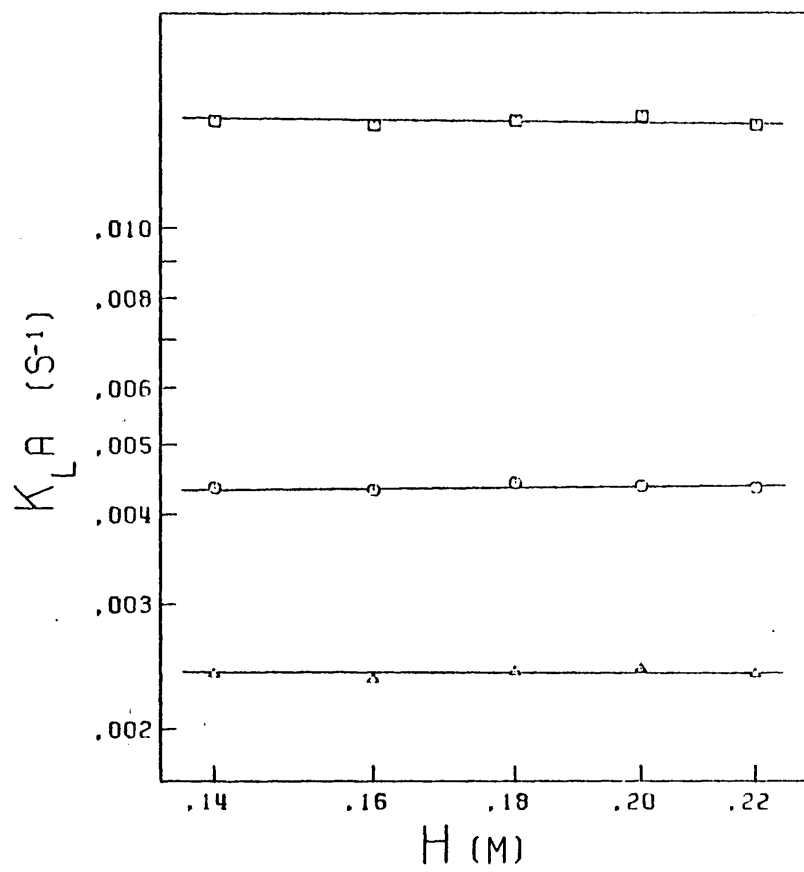
□ AGUA
 ○ CMC 0.4%
 ▲ CMC 0.6%
 ◆ CMC 0.8%
 * CMC 1.0%

FIGURA 6.6



□ AGUA
○ CMC 0.6%
△ CMC 1.0%

FIGURA 6.7



□ AGUA
○ CMC 0.4%
△ CMC 0.8%

FIGURA 6.8

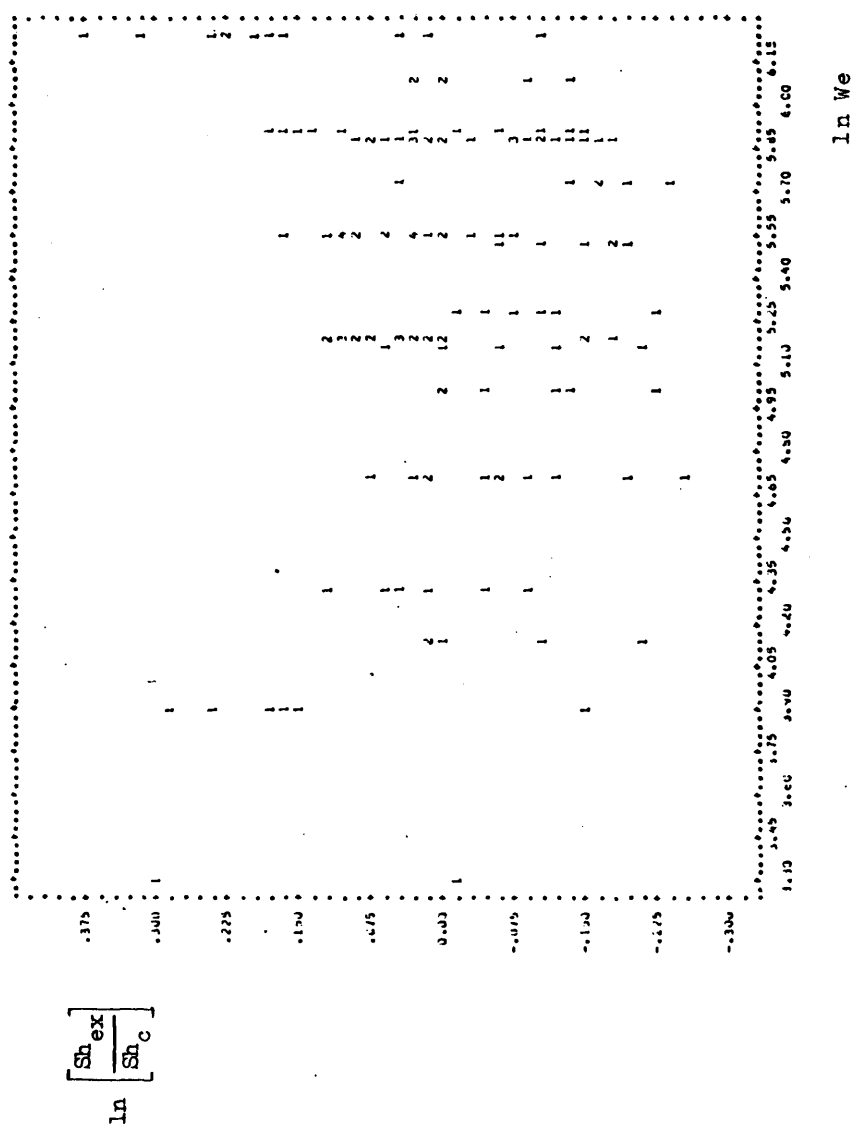


FIGURA 6.9 Residuos del ajuste a la ecuación 6-15

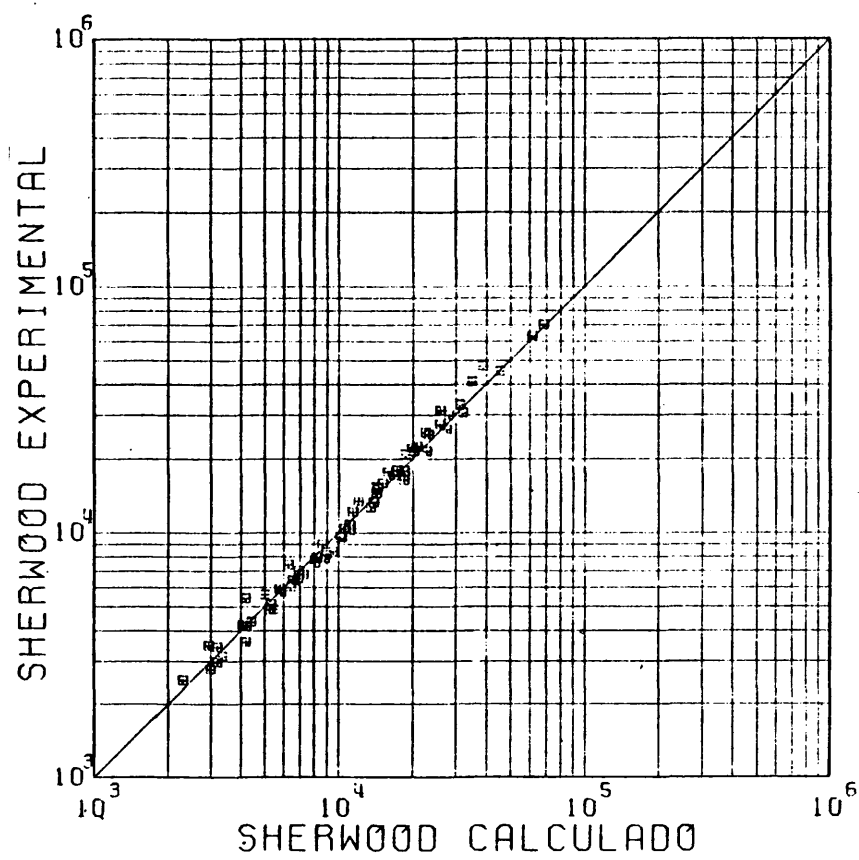


FIGURA 6.10

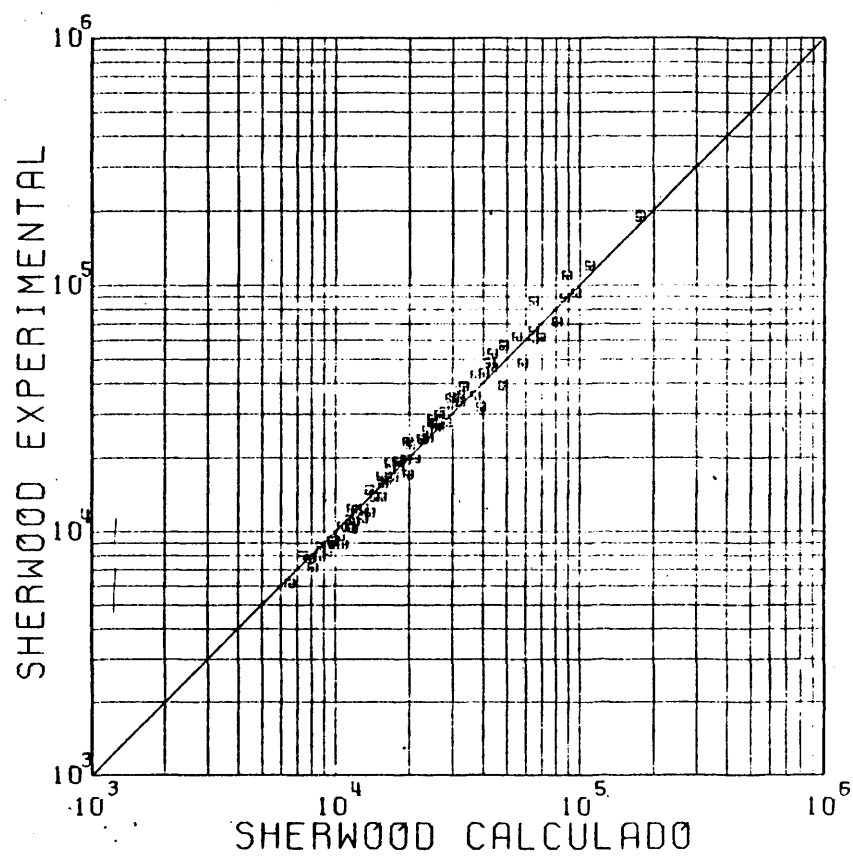


FIGURA 6.11

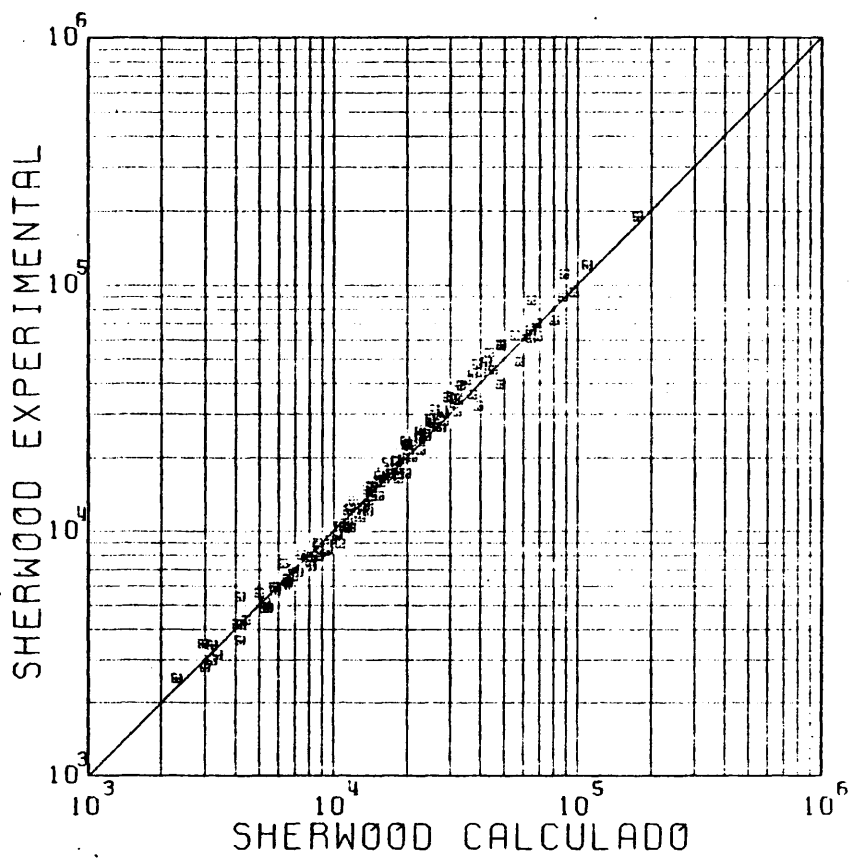


FIGURA 6.12

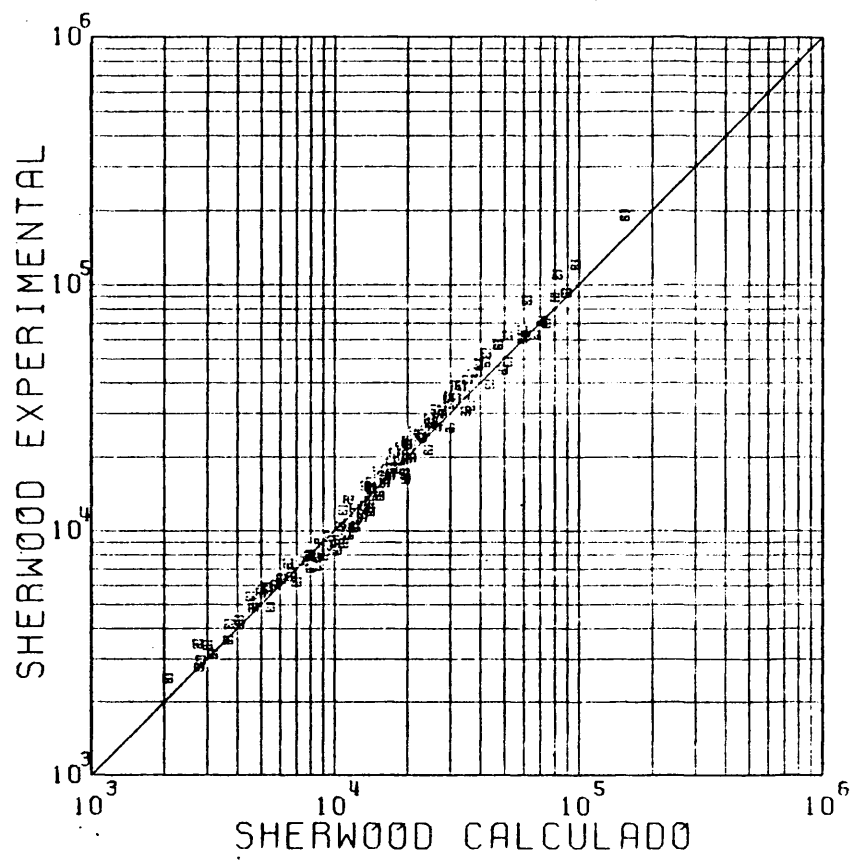
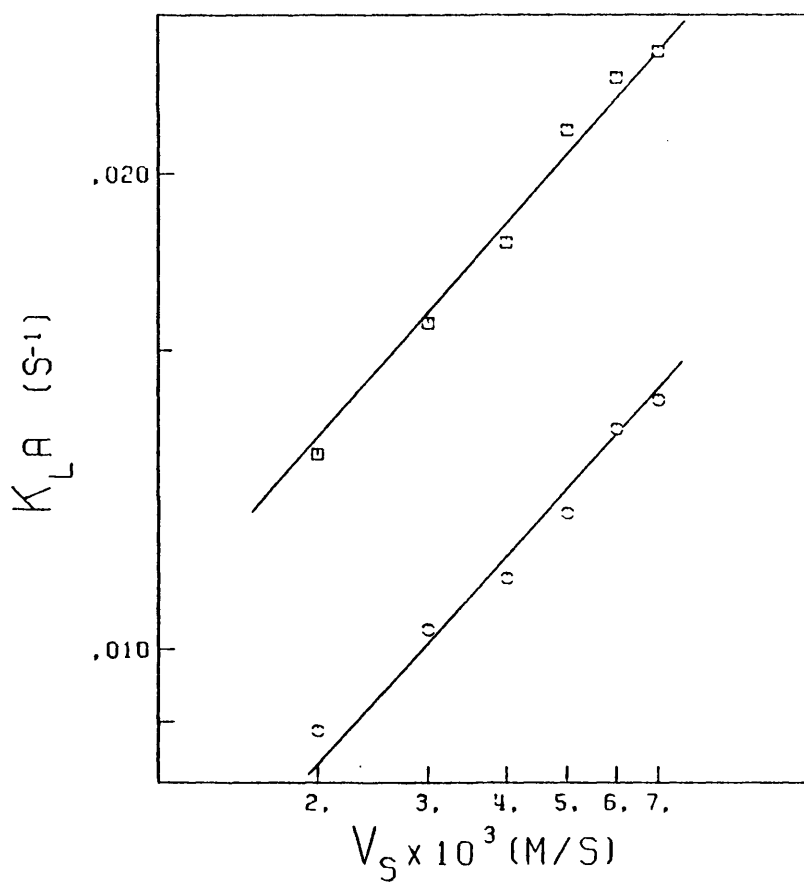
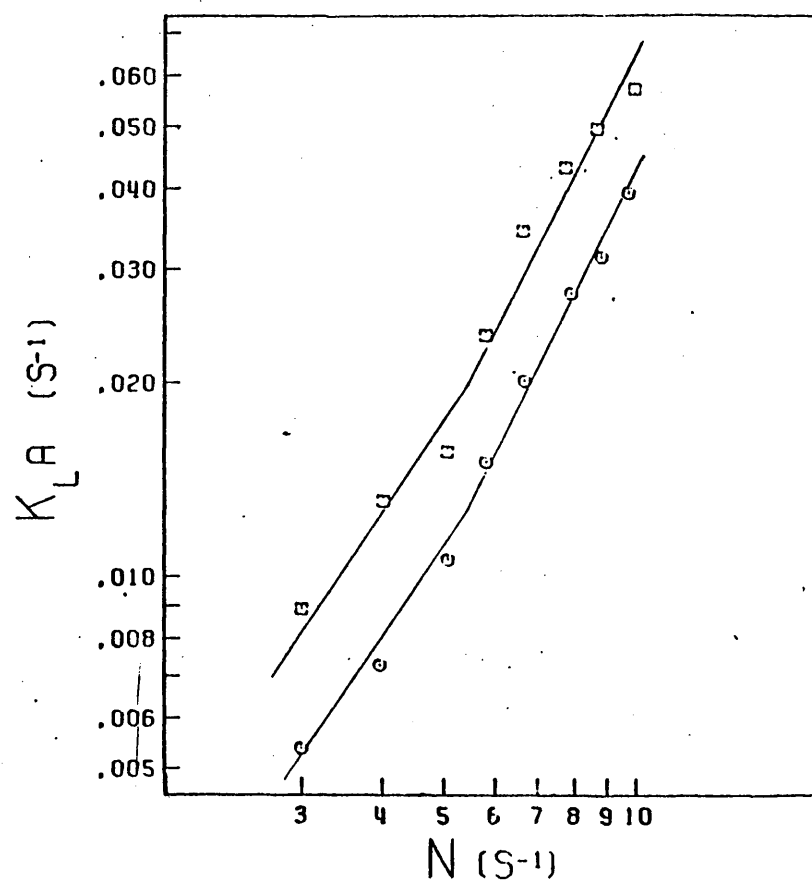


FIGURA 6.13



□ AGUA
○ CMC 0.4%

FIGURA 6.14



□ AGUA
○ CMC 0.4%

FIGURA 6.15

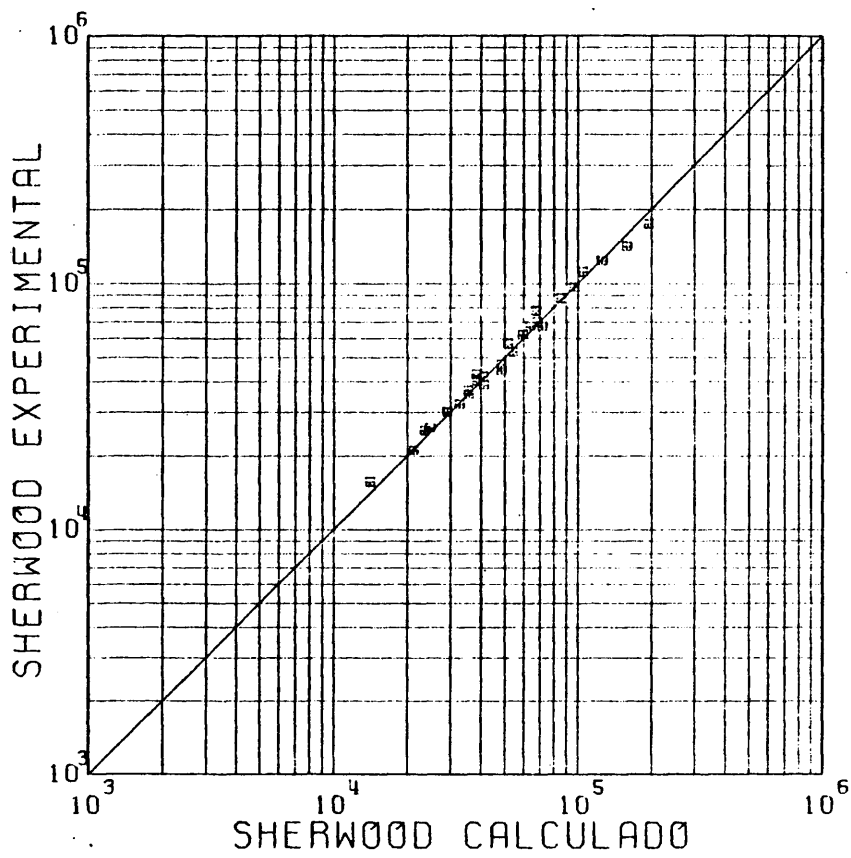


FIGURA 6.16

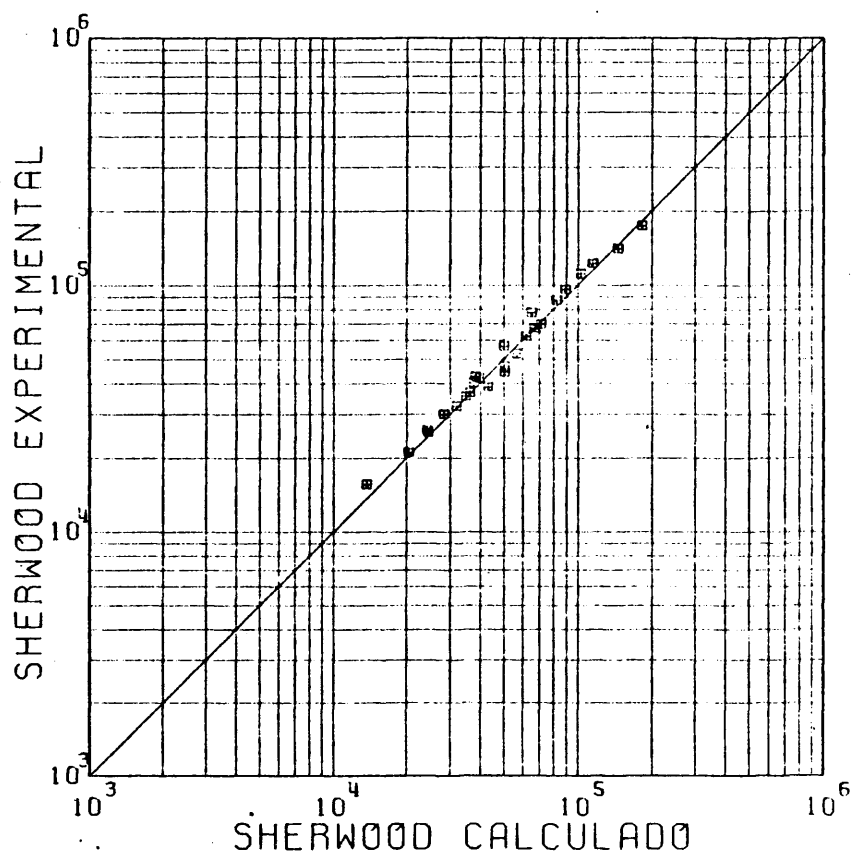
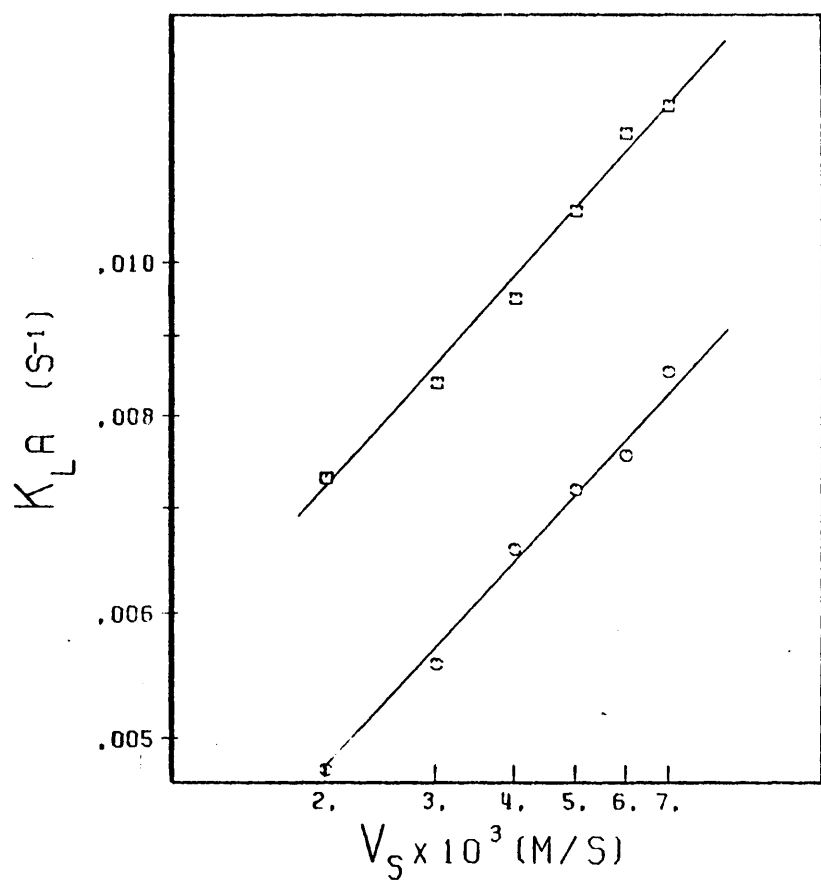
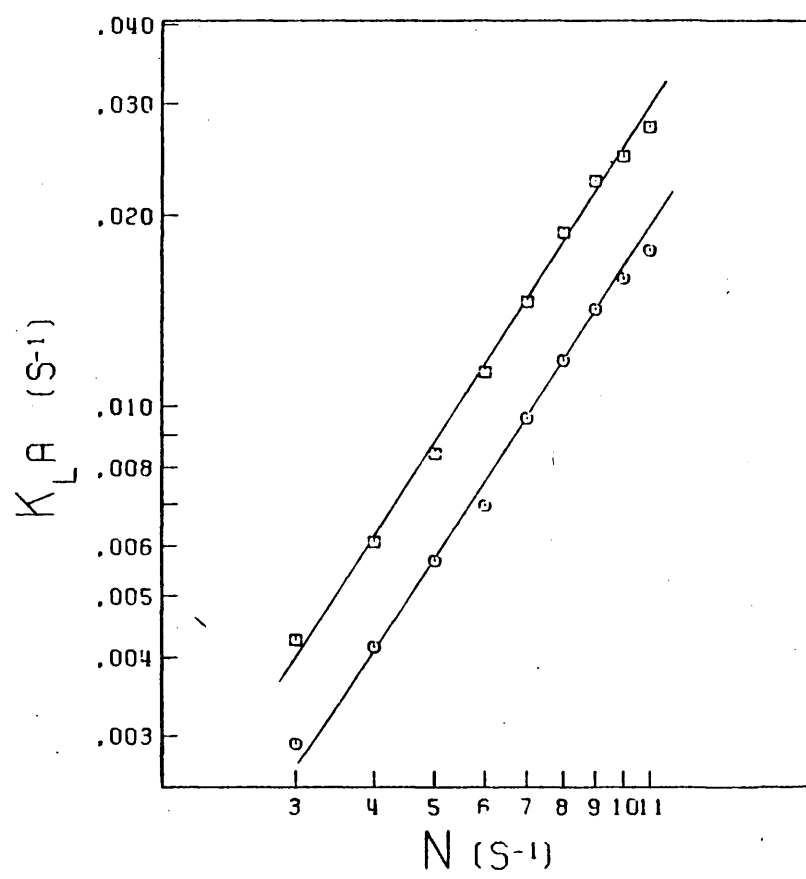


FIGURA 6.17



□ AGUA
○ CMC 0.4%

FIGURA 6.18



□ AGUA
○ CMC 0.4%

FIGURA 6.19

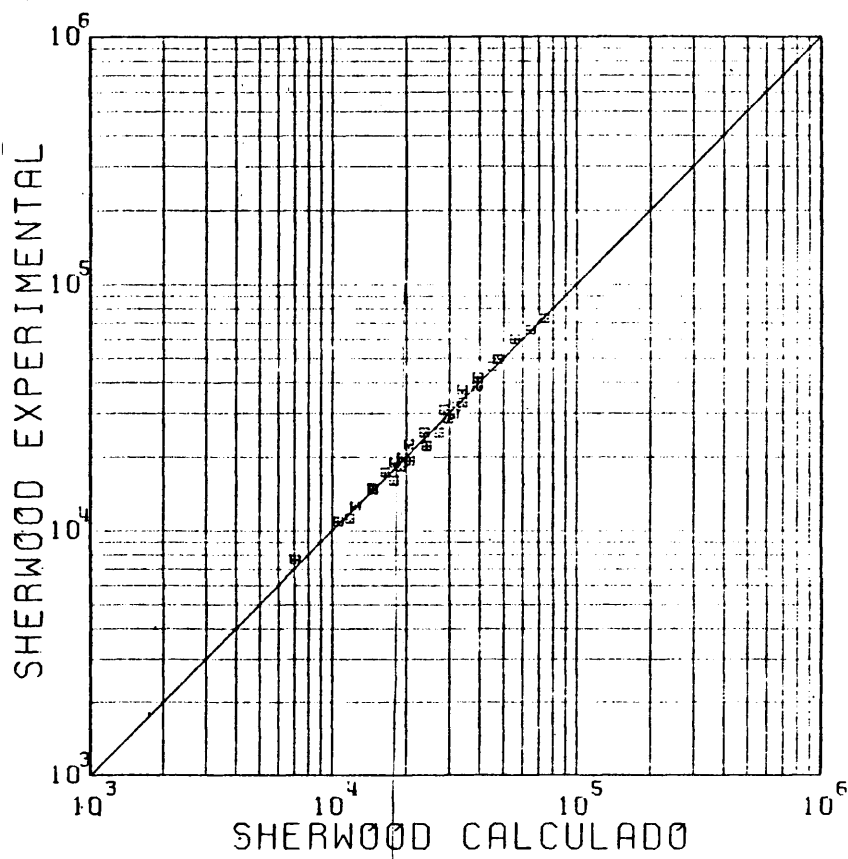


FIGURA 6.20

7. CONCLUSIONES

El presente estudio sobre la transferencia de materia en líquidos newtonianos y no newtonianos durante la desorción de oxígeno en tanques agitados, ha permitido establecer las siguientes conclusiones referidas a los coeficientes de transferencia volumétricos individuales, $K_L a$:

1. Dichos coeficientes son independientes de las siguientes variables:

- Altura de líquido en el tanque.
- Distancia entre el agitador y el difusor.

2. Para el caso de agitadores de seis paletas y difusores planos se ha llegado a las siguientes correlaciones:

$$Sh = 6.44 \, Re^{0.63} \, Sc^{1/3} \, We^{0.59} \, Na^{-0.40} \, T/D \, We < 220$$

$$Sh = 1.00 \quad Re^{0.70} \quad Sc^{1/3} \quad We^{0.83} \quad Na^{-0.40} \quad T/D \quad We > 220$$

o bien

$$Sh = 8.38 \quad Re^{0.67} \quad Sc^{1/3} \quad We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) \quad Na^{-0.40} \quad T/D$$

ecuaciones que reproducen los datos experimentales con una desviación media inferior al 10%.

3. Para el caso de agitadores de seis paletas y difusores toroidales se ha llegado a las siguientes correlaciones:

$$Sh = 7.74 \quad Re^{0.63} \quad Sc^{1/3} \quad We^{0.59} \quad Na^{-0.40} \quad T/D \quad We < 220$$

$$Sh = 1.11 \quad Re^{0.70} \quad Sc^{1/3} \quad We^{0.83} \quad Na^{-0.40} \quad T/D \quad We > 220$$

o bien

$$Sh = 9.63 \quad Re^{0.67} \quad Sc^{1/3} \quad We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) \quad Na^{-0.40} \quad T/D$$

ecuaciones que reproducen los datos experimentales con una desviación media inferior al 10%.

4. Para el caso de agitadores de cuatro paletas y difusores planos se ha llegado a la siguiente correlación:

$$Sh = 4.66 \quad Re^{0.63} \quad Sc^{1/3} \quad We^{0.59} \quad Na^{-0.40} \quad T/D$$

para cualquier valor del número de Weber, que reproduce los datos experimentales con una desviación media inferior al 10%.

5. Para cualquier tipo de agitador o difusor se proponen las siguientes correlaciones:

Cuando no existe rotura de la superficie del líquido:

$$Sh = a Re^{0.63} Sc^{1/3} We^{0.59} Na^{-0.40} T/D$$

Cuando existe rotura de la superficie del líquido:

$$Sh = b Re^{0.70} Sc^{1/3} We^{0.83} Na^{-0.40} T/D$$

o bien la expresión:

$$Sh = c Re^{0.67} Sc^{1/3} We^{0.43} (1 + 1.5 \times 10^{-3} We) Na^{-0.40} T/D$$

válida para ambos casos. Los coeficientes a, b y c pueden determinarse mediante un reducido número de experimentos.

6. Para tanques cilíndricos con agitadores de cuatro paletas y difusor plano como los realizados en el presente trabajo se propone la siguiente correlación:

$$(a T) = 3.50 \left[\frac{\rho N^2 T^3}{\sigma} \right]^{0.59} \left[\frac{N T}{V_s} \right]^{-0.40}$$

que permite la determinación del área interfacial por unidad de volumen, a, a partir de las propiedades físicas y geométricas del sistema.

8. RECOMENDACIONES

Por los resultados de esta investigación y dada la importancia de la transferencia de materia en líquidos no newtonianos (fermentaciones, pinturas, etc.), se recomienda:

1. Ampliar las correlaciones obtenidas a otros fluidos no newtonianos distintos de los utilizados en esta investigación.

2. Estudiar la influencia del cambio de escala, poniendo a punto una instalación de planta piloto para comprobar o hacer - más generales las correlaciones obtenidas.

3. A partir del nuevo método de determinación de áreas interfaciales de contacto, propuesto en esta investigación, estudiar " la influencia de las distintas variables sobre dicha área.

4. Determinación de los coeficientes de las correlaciones generales para otros tipos de agitador o difusor empleados industrialmente.

9. APENDICE

9.1. APARATO: DETALLES Y ACCESORIOS

9.1.1. Tanques

En la Figura 9.1 se esquematiza el tipo de tanque utilizado y sus parámetros geométricos más característicos.

En la Tabla 9.1 se resumen las dimensiones de estos tanques.

9.1.2. Agitadores

Los agitadores utilizados, de tipo turbina con paletas - planas, se construyeron en acero inoxidable de 2 mm. de espesor. Sus esquemas se representan en las Figuras 9.2 y 9.3, indicándose sus parámetros geométricos más característicos. En la Tabla 9.2 - se han representado las características de los diferentes agitadores utilizados.

9.1.3. Cubiertas de los tanques

El conjunto cubierta-tabiques deflectores se esquematiza en la Figura 9.4, indicándose sus parámetros geométricos más característicos.

Los tabiques deflectores utilizados consisten en cuatro - placas rectangulares verticales de acero inoxidable de 2 mm. de - espesor, situados diametralmente en el interior del tanque, adosa dos a la cubierta superior, en la que existen cuatro orificios pa ra la entrada de gas al difusor, la medida de la temperatura, la colocación del electrodo y la salida del gas residual, respectiva mente. La cubierta se sujeta mediante tuercas a la plataforma uti lizada como soporte del reactor.

En la Tabla 9.3 se han representado las características - geométricas más características.

9.1.4. Difusores

En las Figuras 9.5 y 9.6 se esquematizan los difusores - utilizados y sus parámetros geométricos más característicos.

En la Tabla 9.4 se resumen las dimensiones de estos difu - sores.

9.1.5. Medida del caudal del gas

La determinación del caudal de nitrógeno se realizó midien do la diferencia de presión provocada a su paso por un diafragma situado en la conducción de entrada al difusor, mediante un tubo manométrico con agua.

El diafragma se calibró, midiendo los caudales de gas, - por el método de la burbuja, así como las temperaturas y presio - nes después del diafragma y la diferencia de niveles en el manó -

metro diferencial. Los resultados obtenidos se resumen en la Tabla 9.5.

Por regresión lineal en escala doble logarítmica se obtiene una recta, representada en la Figura 9.7, con coeficiente de correlación 0.996 que corresponde a la ecuación:

$$Q \sqrt{\frac{PM}{T}} = 277.4 \cdot h^{0.48} \quad [9-1]$$

9.1.6. Termómetros

Para la medida de las temperaturas del gas y del fluido se han utilizado termómetros calibrados desde 0 a 60 °C, con divisiones de 0.1 °C.

9.1.7. Manómetros

Las medidas de presión se realizaron mediante tubos manométricos de vidrio. Como líquido manométrico se utilizó mercurio en los de rama abierta (presiones post-diafragma y sobrepresión en el tanque) y agua en los diferenciales.

9.2. SISTEMA MEDIDOR DE OXIGENO

El electrodo conectado al aparato medidor de oxígeno utilizado en la presente investigación es de tipo polarográfico. El funcionamiento de este tipo de electrodos fue desarrollado por Clark en 1956 (17) y, desde entonces, ha sido utilizado ampliamente en la investigación y en la industria. Comparado con otros métodos de análisis químico, la medida del oxígeno disuelto mediante este tipo de electrodos ofrece las siguientes ventajas: simplicidad, baja interferencia por otros solutos en el agua, rápidas medidas in situ y, por encima de todo, medida continua en tiempo

real para el control de la concentración de oxígeno en fermentadores o unidades de tratamiento de aguas residuales. Se comentan a continuación los principios básicos de su funcionamiento.

Cuando entre un electrodo de un metal noble, como el oro o el platino, y un electrodo de referencia (calomelanos o Ag/AgCl) en disolución neutra de cloruro potásico, se establece una diferencia de potencial negativa de 0.6 a 0.8 voltios, el oxígeno disuelto se reduce en la superficie del cátodo. Para una diferencia de potencial fija de 0.7 voltios, se cumple además que la corriente de salida del electrodo es proporcional a la concentración de oxígeno disuelto en el medio, lo que hace que el electrodo pueda ser calibrado para determinar la cantidad de oxígeno disuelto.

El conjunto cátodo-ánodo-electrolito está separado del medio en el que se desea medir la concentración de oxígeno mediante una membrana plástica, permeable al gas pero no a los iones.

Las reacciones que tienen lugar son las siguientes (26):

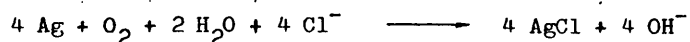
Reacción catódica:



Reacción anódica:



Reacción total:



La reacción produce un aumento de la alcalinidad del medio, así como una pequeña cantidad de peróxido de hidrógeno que origina una cierta variación de la corriente de salida a lo lar-

go del tiempo. Debido a que los iones hidroxilo son constantemente generados a costa de los iones cloruro, se utilizan como electrolitos disoluciones de KCl o NaCl, que deben ser reemplazadas periódicamente.

El electrodo utilizado en la presente investigación tiene las siguientes características (17,53):

Tipo	Polarográfico
Metal del cátodo	Pt
Metal del ánodo	Ag/AgCl
Forma del cátodo	Disco
Tamaño del cátodo	2 mm
Material de la membrana	Polietileno
Espesor de la membrana	25 μ m
Corriente de salida (25°C), μ A:	
Saturación con aire	6
Sin oxígeno	0.001-0.01
Tiempo de respuesta (25°C)	15 s (95%)
Estabilidad	2% deriva/día

9.3 CORRELACION DE LAS VARIABLES QUE AFECTAN AL COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

Según se ha justificado en el apartado 2.4 de la Introducción, las variables de las que depende el coeficiente de transferencia de materia volumétrico a través de la fase líquida $K_L a$, son:

V_s = velocidad superficial de paso del gas (m/s)

N = velocidad de agitación (s^{-1})

T = diámetro del agitador (m)

D = diámetro del tanque (m)

k = índice de consistencia del fluido (Kg/ ms^{2-n})

H = altura de líquido en el tanque (m)

h = distancia entre el difusor y el agitador (m)

ρ = densidad del líquido (Kg/ m^3)

σ = tensión superficial del líquido (Kg/ s^2)

D_L = coeficiente de difusión del gas (m^2/ s)

Aplicando el método de Rayleigh del análisis dimensional, el coeficiente de transferencia de materia volumétrico, $K_L a$, se puede expresar como una función potencial de las anteriores variables, de la forma:

$$K_L a = \alpha V_s^{b_1} N^{b_2} T^{b_3} D^{b_4} k^{b_5} H^{b_6} h^{b_7} \rho^{b_8} \sigma^{b_9} D_L^{b_{10}} \quad [9-2]$$

Puesto que el número de variables, n , es de once, y como magnitudes fundamentales, f , se utilizan longitud (L), masa (M) y tiempo (t), el número de grupos adimensionales, l , que se obtendrá será:

$$l = n - f$$

$$l = 11 - 3 = 8$$

Las dimensiones de estas once variables implicadas son:

$$[K_L a]: t^{-1}$$

$$[H]: L$$

$$[V_s]: L t^{-1}$$

$$[h]: L$$

$$[N]: t^{-1}$$

$$[\rho]: \text{ML}^{-3}$$

$$[T]: L$$

$$[\sigma]: \text{M t}^{-2}$$

$$[D] : L$$

$$[D_L] : L^2 t^{-1}$$

$$[k] : M L^{-1} t^{n-2}$$

Sustituyendo las variables de la función potencial por sus correspondientes unidades y utilizando la condición de homogeneidad dimensional de los dos miembros, se llega tras la agrupación correspondiente de las variables a :

$$\frac{K_L a T^2}{D_L} = a \left[\frac{\rho N^{2-n} T^2}{k} \right]^b \left[\frac{k}{\rho D_L N^{1-n}} \right]^c \left[\frac{\rho N^2 T^3}{\sigma} \right]^e \left[\frac{NT}{V_s} \right]^f \left[\frac{T}{D} \right]^g \left[\frac{T}{h} \right]^i \left[\frac{T}{H} \right]^j \quad [9-8]$$

siendo:

$$\text{número de Sherwood :} \quad Sh = \frac{K_L a T^2}{D_L}$$

$$\text{número de Reynolds :} \quad Re = \frac{\rho N^{2-n} T^2}{k}$$

$$\text{número de Schmidt :} \quad Sc = \frac{k}{\rho D_L N^{1-n}}$$

$$\text{número de Weber :} \quad We = \frac{\rho N^2 T^3}{\sigma}$$

$$\text{número de aireación :} \quad Na = \frac{N T}{V_s}$$

$$\text{factores de forma :} \quad \frac{T}{D}, \frac{T}{h}, \frac{T}{H}$$

expresiones que para el caso particular de un fluido newtoniano - ($k = \nu$, $n = 1$) se reducen a las habituales para dichos números adimensionales.

9.4 PROPIEDADES FISICAS DE LOS SISTEMAS GAS-LIQUIDO EMPLEADOS

9.4.1. Coefficiente de difusión del oxígeno en disoluciones de carboximetilcelulosa

Realizada una profunda revisión bibliográfica sobre la difusión del oxígeno en disoluciones acuosas diluidas de carboximetilcelulosa, se encontró una gran dispersión entre los datos correspondientes a los distintos investigadores (49, 58, 62 y 63) que discrepan incluso en la influencia cualitativa de la concentración de polímero sobre el coeficiente de difusión. Por ello, se decidió determinar dichos coeficientes experimentalmente.

De los distintos procedimientos descritos en la bibliografía para la determinación de coeficientes de difusión de gases en líquidos (25), se eligió la técnica del chorro laminar, "jet", que consiste básicamente en la absorción del gas, cuyo coeficiente de difusión se desea medir, por un chorro laminar de líquido, que sale a través de una boquilla vertical y se recoge en otra boquilla tras la cual se mide la concentración de gas absorbido.

En la Figura 9.8 se esquematiza la instalación experimental montada a tal fin.

En la figura 9.9 se representa en coordenadas cartesianas los valores de los coeficientes de difusión del oxígeno en disoluciones acuosas de carboximetilcelulosa, determinadas experimentalmente, frente a la concentración de polímero disuelto. Puede observarse que los distintos valores oscilan alrededor de un valor central, lo que demuestra, que en el intervalo estudiado, la concentración de carboximetilcelulosa no influye sobre el valor del coeficiente de difusión.

A la vista de estos resultados se ha tomado un valor medio del coeficiente de difusión del oxígeno, tanto para el agua como - para las disoluciones de CMC empleadas, cuyo valor a 25 °C es de

$$2.2 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

9.4.2. Parámetros reológicos del líquido

Los parámetros reológicos de las distintas disoluciones de carboximetilcelulosa se determinaron mediante un viscosímetro industrial de cilindros concéntricos Rheomat 15-T de la marca comercial CONTRAVES, que dispone de varios juegos de cilindros de - medida con los que se cubre un amplio intervalo de viscosidades.

A fin de realizar la experimentación a temperatura constante, las medidas se realizaron en un baño termostático, provisto de los correspondientes sistemas de medida y control de la temperatura, agitado mediante una turbina para garantizar la homogeneidad - de temperatura.

El procedimiento consiste en medir para distintos valores del gradiente de velocidades, dv/dx , conseguidos variando la velocidad de giro del cilindro interno, las correspondientes tensiones rasantes τ . Ajustando estas parejas de valores al modelo potencial de Ostwald de Waele-Nutting, se determinaron mediante un programa de regresión lineal los parámetros característicos k y n .

9.4.3. Densidad del líquido

Las densidades de las distintas disoluciones de carboximetilcelulosa se midieron con ayuda de un picnómetro, resultando - una desviación máxima del 0.2% con respecto al agua pura. Así pues, se utilizó como densidad de todas las disoluciones, la correspondiente al agua, esto es

1000 Kg/m³

9.4.4. Tensión superficial del líquido

Las tensiones superficiales de las disoluciones de carboxi metilcelulosa se determinaron con tensiómetro tipo de Nouy. Los valores obtenidos son prácticamente coincidentes con el del agua

$$71 \times 10^{-3} \text{ kg/s}^2$$

por lo que se utilizó este valor para todas las disoluciones de CMC empleadas en la presente investigación.

9.5. PROGRAMAS DE REGRESION

El ajuste de los datos experimentales a los modelos propuestos se ha llevado a cabo mediante dos programas de regresión que forman parte de un conjunto de programas para análisis estadístico de datos denominado B M D P (Biomedical Computer Programs) elaborado en la Universidad de California (8).

9.5.1. Regresión lineal múltiple (1 R)

Este programa calcula una ecuación de regresión lineal múltiple del tipo

$$y = a + b_1 X_{1k} + b_2 X_{2k} + \dots + b_n X_{nk}$$

con todos o parte de los datos, pudiéndose obtener ecuaciones con o sin término independiente, a. Es posible eliminar ciertos casos del análisis y hacer transformaciones de las variables. Si los datos se dividen en grupos, se comprueba la homogeneidad de los coeficientes de regresión entre los distintos grupos.

El programa sigue los siguientes pasos:

1.) Los datos son leídos caso a caso. Los valores que estén fuera de los límites que se hayan establecido son eliminados antes de realizar las posibles transformaciones de las variables, X_i , y la matriz de covarianza, C . También se determinan los valores máximo y mínimo de cada variable.

$$\bar{X}_i = \frac{1}{m} \sum_k X_{ik}$$

$$C_{ij} = \frac{\sum_k (X_{ik} - \bar{X}_i) (X_{jk} - \bar{X}_j)}{m-1}$$

donde:

m : número de casos considerados

X_{ik} : valor de la i ésima variable independiente para el caso k

2.) Se calculan las desviaciones típicas para cada variable

$$S_i = \sqrt{C_{ii}} \quad i = 1, NV$$

donde:

S_i : desviación típica de la variable i

NV : número de variables = $n + 1$

y se imprimen los valores medios, desviaciones típicas, valores máximo y mínimo y, si se desea, las matrices de correlación y de covarianzas entre todas las variables.

3.) Se calculan los coeficientes de regresión de la ecuación:

$$\hat{y}_k = a + b_1 X_{1k} + b_2 X_{2k} + \dots + b_n X_{nk}$$

donde:

\hat{y} = variable dependiente estimada

a = ordenada en el origen

X = variable independiente

b = coeficiente de regresión

Los coeficientes de regresión son determinados por inversión de la matriz de covarianzas, C . Una cierta variable no se invierte cuando su significación frente a las restantes es menor - que un cierto valor, suministrado por el usuario.

4.) El programa calcula la suma de cuadrados y la media de cuadrados debido a la regresión.

Suma de cuadrados (regresión) :

$$RSS = \sum_k (\hat{y}_k - \bar{y})^2 = \sum_k (a + b_1 X_{1k} + \dots + b_n X_{nk} - \bar{y})^2$$

Media de cuadrados:

$$RMS = \frac{RSS}{RDF}$$

Número de variables independientes : RDF

también calcula la suma de cuadrados, grados de libertad y la media de cuadrados de los residuos de la regresión.

Suma de cuadrados (residuos) :

$$SS = \sum_k (y_k - \hat{y}_k)^2 = \sum_k (y_k - a - b_1 X_{1k} - \dots - b_n X_{nk})^2$$

Grados de libertad:

$$DF = m - NV$$

Media de cuadrados:

$$MS = \frac{SS}{DF}$$

así como el error típico de los valores estimados, S , el coeficiente de correlación múltiple, R , y el valor del estadístico F de Snedecor.

$$S = \sqrt{MS}$$

$$R = \sqrt{\frac{RSS}{RSS + SS}}$$

$$F = \frac{RMS}{MS}$$

y cada coeficiente de regresión, b_i , su error típico, S_i , y los estadísticos F de Snedecor y t de Student correspondientes

$$S_i = S \sqrt{b_i}$$

$$F_i = \left[\frac{b_i}{S_i} \right]^2$$

$$t_i = \sqrt{F_i}$$

5.) Si se desea se calculan e imprimen, para todos los casos, los residuos y los valores estimados, así como el resto de las variables.

$$RES_k = y_k - \left(a + \sum_n b_i X_{ik} \right)$$

$$EST_k = a + \sum_n b_i X_{ik}$$

Uno, dos o tres asteriscos son impresos con los residuos, indicando una distancia de una, dos o tres desviaciones típicas - de los estimados, respectivamente, respecto de lo observado.

6.) Si se desea, se realizan gráficos en que se pueden analizar la bondad del ajuste, la posible existencia de grupos y la normalidad de los residuos.

7.) Si existe más de un grupo de datos, el programa analiza primero todos los casos y después analiza cada grupo. Después de haber sido procesados todos los grupos, se imprime una tabla - que muestra los efectos relativos del agrupamiento, incluyendo un valor del estadístico F que comprueba la hipótesis de que existen varios grupos entre los datos.

9.5.2. Regresión no lineal (3 R)

Este programa obtiene un ajuste por mínimos cuadrados, mediante sucesivas iteraciones siguiendo el método de Gauss-Newton, para calcular los parámetros del modelo. Específicamente este programa minimiza

$$RSS = \sum_m [y_i - f(x_i, p)]^2$$

donde:

x_i = conjunto de t variables independientes para el caso i-ésimo

y_i = variable dependiente para el caso i-ésimo

m = número de puntos

p = conjunto de n parámetros

f = función de ajuste

El programa sigue los siguientes pasos:

1.) Los datos son leídos uno a uno y los valores fuera de los límites considerados son eliminados. Se realizan las transformaciones de las variables. Los valores medios y las desviaciones típicas de todas las variables se calculan e imprimen junto con los valores máximo y mínimo de cada variable.

2.) Se hace $q = m + 1$ y se define la función z_{ij} como sigue:

$$z_{ij} = \left. \frac{\partial f(x, p)}{\partial p_i} \right|_{x = x_i} \quad i = 1, m; \quad j = 1, n$$

$$z_{iq} = y_i - f(x, p) \Big|_{x = x_i} \quad i = 1, m$$

El programa forma la matriz triangular de orden $[q \times q]$

$$A = \begin{bmatrix} A_{11} & & \\ & \ddots & \\ A_{21} & & A_{22} \end{bmatrix} = [a_{ij}]$$

con

$$a_{ij} = \sum_m z_{ri} z_{rj} \quad i = 1, q; \quad j = 1, i$$

donde

A_{11} es una matriz triangular de orden $[n \times n]$

A_{21} es una matriz de orden $[1 \times n]$

A_{22} es la suma residual de cuadrados, RSS

$$RSS = \sum_m \left[y_i - f(x, p) \mid x = x_i \right]^2$$

3.) Por medio del algoritmo de Gauss-Jordan, se invierte por pasos la matriz A. A cada paso, el índice del elemento pivote es el que maximiza la relación

$$\frac{a_{rq}^2}{a_{rr}}$$

para todo r, tal que

- $1 \leq r \leq n$ y no haya sido usado previamente como índice del pivote.

- $\frac{a_{rr}}{\tilde{a}_{rr}} > T$ donde T es la tolerancia especificada por el usuario y \tilde{a}_{rr} es el valor de a_{rr} antes de que comience la inversión.

4.) A partir de los valores máximo y mínimo para cada parámetro, fijados por el usuario y las relaciones

$$dr_1 = \frac{P_{\min_r} - P_r}{a_{rq}}$$

$$dr_2 = \frac{P_{\max_r} - P_r}{a_{rq}}$$

se encuentra el valor:

$$d_s = \min_r [\max (dr_1, dr_2)]$$

para todo r . Si $d_s \leq 10^{-6}$, el elemento s de la matriz no se puede pivotar y el paso 4 se repite hasta que $d_s > 10^{-6}$.

5.) Haciendo

$$d = \min (1, d_s)$$

el parámetro p_j es modificado de forma que

$$\begin{cases} p_j = p_j + da_{jq} & \text{si } A_{11} \text{ ha sido pivotado en otro caso} \\ p_j = p_j \end{cases}$$

Un nuevo valor de la suma residual de cuadrado, RSS, es calculado. Si el nuevo RSS es mayor que el valor de RSS calculado en el paso 2, el factor d es dividido por 2, calculándose otro valor de RSS. Tras este proceso se llega al valor más pequeño de RSS.

La división del intervalo d se realiza hasta que el valor de RSS no sea mayor que el calculado en el paso 2 o hasta que se llegue al máximo número de divisiones, especificado por el usuario.

6.) El número de divisiones del intervalo, la suma residual de cuadrados y los valores de los parámetros se imponen para cada iteración con lo que concluye ésta. El programa regresa al paso 2 y las iteraciones continúan hasta que:

$$\frac{|RSS(n+1) - RSS(n)|}{RSS(n+1)} < C$$

para cinco valores consecutivos de n , donde $RSS(n)$ y $RSS(n+1)$ son los valores de las sumas residuales de cuadrados después de las iteraciones n y $n+1$, respectivamente, y C es el valor de la

convergencia, especificado por el usuario.

Si se llega al número máximo de iteraciones previsto, el programa comienza el paso 7.

7.) Se calcula la matriz asintótica de correlación de los parámetros predichos, para la matriz A_{11} , y se imprime. Las desviaciones típicas asintóticas de los parámetros son también calculadas a partir de los valores finales de RSS y los elementos de la diagonal principal de A_{11} . Estas desviaciones típicas se imprimen así mismo.

8.) Los valores x , y frente a los valores predichos de la variable dependiente, $\hat{y} = f(x, p)$, y los residuos, $R = y - f(x, p)$ se imprimen para cada paso usado por el programa.

9.) Finalmente se realizan los gráficos de los valores predichos y observados, residuos y normalidad de éstos.

9.5.3. Ejemplos de los programas de regresión

En la Figura 9.10 se presenta el listado de uno de los ajustes de los datos mediante el programa de regresión lineal múltiple.

El ejemplo considerado supone el modelo:

$$\ln \left[\frac{Sh}{Sc} \right] = a + b_1 \ln Re + b_2 \ln We + b_3 \ln N_3 + b_4 \ln (T/D)$$

Se realiza el ajuste de todos los datos en su conjunto y, posteriormente, en dos grupos distintos según el valor del número de aireación.

En la Figura 9.11 se presenta el listado de uno de los ajustes de los datos mediante el programa de regresión no lineal.

El ejemplo considerado supone el modelo :

$$Sh = a \, Re^b \, Sc^{1/3} \, We^c \, Na^d \, (T/D)$$

9.6. CALCULO DE UN EXPERIMENTO COMPLETO

Como ejemplo de los cálculos realizados en la presente investigación, se desarrollan a continuación de modo completo los correspondientes al experimento N 3.4 en el que utilizó una disolución de CMC al 0.4%.

9.6.1. Determinación del coeficiente volumétrico

A partir de la ecuación [9-1] de calibrado del diafragma, se calcula la altura manométrica Δh a la que corresponde el caudal de gas deseado, para lo que previamente es preciso conocer la temperatura del gas, t_g , la presión atmosférica, P ; y el caudal de paso de gas Q . Estos datos, para el experimento N 3.4 eran:

$$P = 724 \text{ mm Hg}$$

$$t_g = 23^\circ \text{C}$$

$$Q = 130.7 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$h = 9.4 \text{ cm}$$

En dicho experimento los resultados obtenidos fueron:

$$t = 0 \text{ s} \qquad C_L = 8.90 \text{ ppm}$$

$$t = 90 \text{ s} \qquad C_{LO} = 3.50 \text{ ppm}$$

Con la ecuación [2-42] se calcula el valor del coeficiente

de transferencia de materia volumétrico:

$$K_L a = \frac{1}{90} \ln \frac{8.90}{3.50} = 10.4 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$$

9.6.2. Determinación de los parámetros reológicos del fluido

Con el viscosímetro de cilindros concéntricos se determinan los pares de tensiones rasantes (τ) frente a los gradientes de velocidad (dv/dx). Para el caso del experimento N 3.4 se resumen en la Tabla 9.6.

Ajustando dichos valores mediante regresión lineal por mínimos cuadrados al modelo de Ostwald-de Waele-Nutting, se obtienen los siguientes valores:

$$k = 0.012 \text{ Kg/m s}^{(2-n)}$$

$$n = 0.97$$

$$\text{Grado de correlación} = 1.0000$$

TABLA 9.1

TANQUE	DIAMETRO (D)	ALTURA (H)
T-1	20.4	26.0
T-2	15.1	22.0
T-3	13.6	17.8
	cm	cm

TABLA 9.2

AGITADOR	NUMERO DE PALETAS	DIAMETRO (T)
AT-1	6	5
AT-2	6	6
AT-3	6	7
AT-4	6	8
AT-5	6	9
AT-6	6	10
AT-7	4	7.6
		cm

TABLA 9.3

CUBIERTA	DIAMETRO (d_1)	ANCHURA TABIQUE (e_1)	LONGITUD TABIQUE (e_2)
TD-1	23.0	2.0	23.5
TD-2	19.5	1.5	20.8
TD-3	16.4	1.3	14.9
	cm	cm	cm

TABLA 9.4

DIFUSOR	TIPO	DIAMETRO
DF-1	Plano	9.5
DF-2	Plano	7.4
DF-3	Plano	6.4
DF-4	Toroidal	9.3
		cm

TABLA 9.5

Presión atmosférica : 708.5 mm Hg Temperatura del gas : 23.2 °C		
Δh	t	$Q\sqrt{\frac{\rho M}{T}}$
2	20.7	401
4	15.0	553
6	12.5	664
8	11.2	741
10	10.2	814
14	8.6	965
18	7.7	1078
22	6.8	1221
28	6.1	1361
34	5.6	1482
40	5.2	1596
50	4.7	1766
60	4.0	2075
70	3.6	2306
cm	s	

TABLA 9.6

τ	dv/dx
0.711	67.18
0.927	88.41
1.226	117.9
1.605	155.6
2.304	225.9
3.105	307.3
4.001	399.0
5.289	532.1
6.923	702.3
Kg/ms^2	s^{-1}

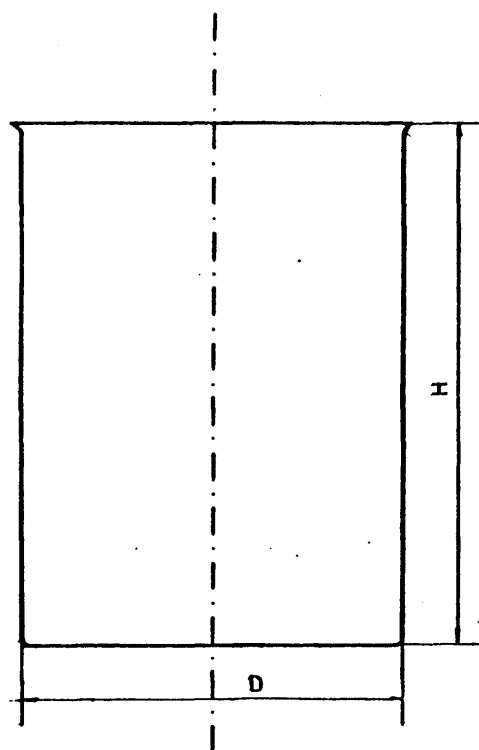


FIGURA 9.1 Esquema de un tanque

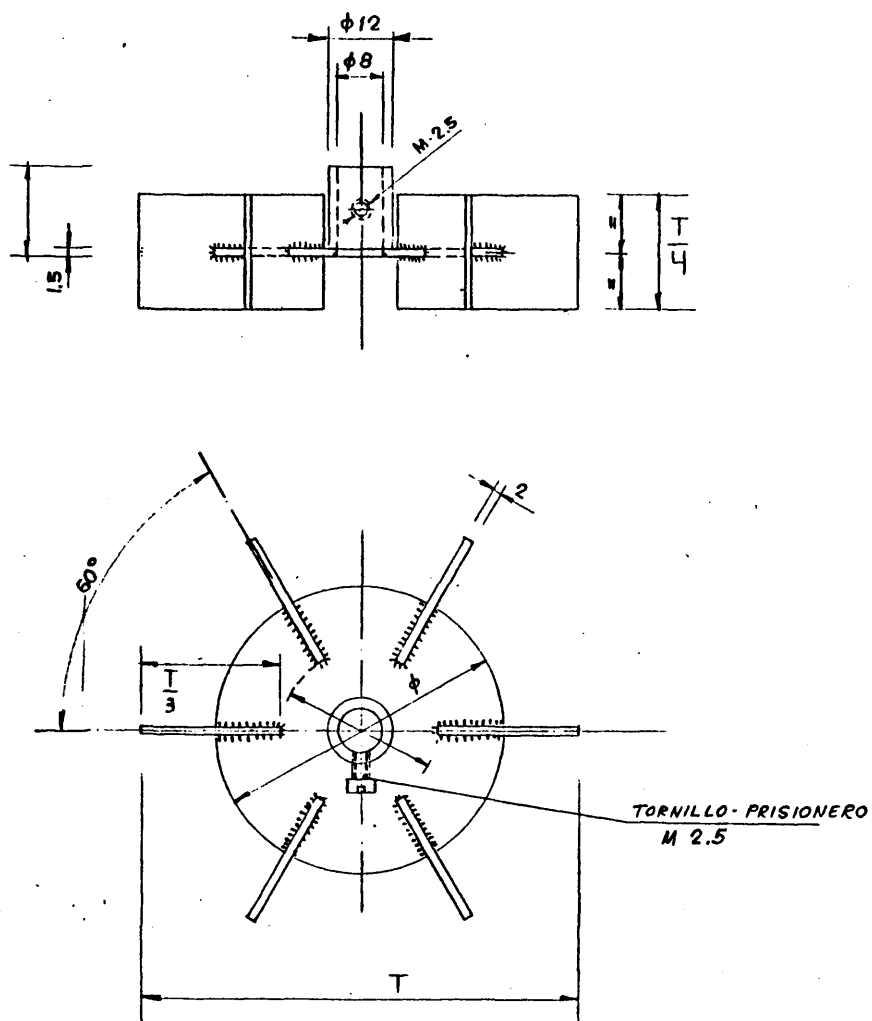


FIGURA 9.2 Agitador de seis paletas.

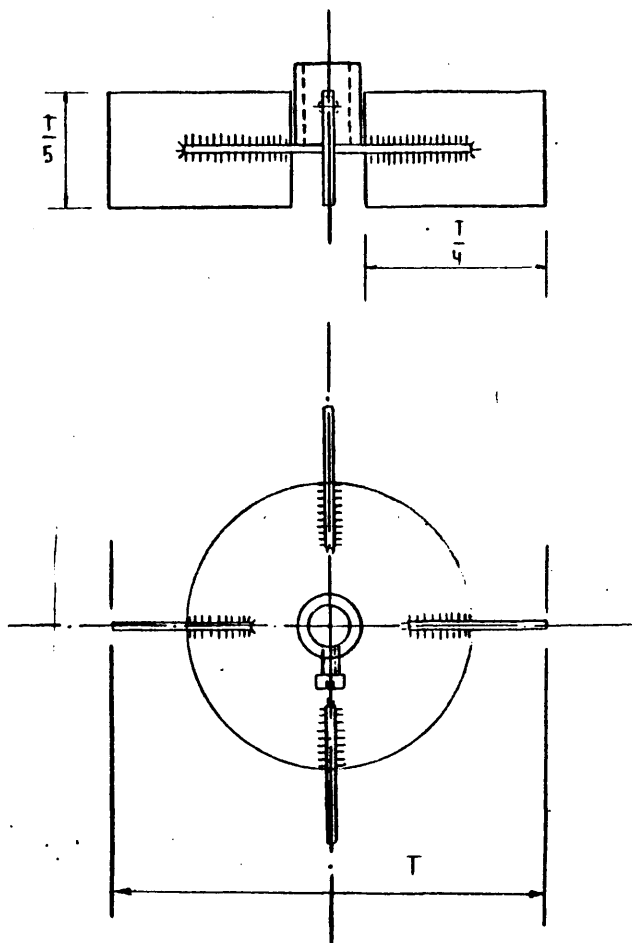


FIGURA 9.3 Agitador de cuatro paletas.

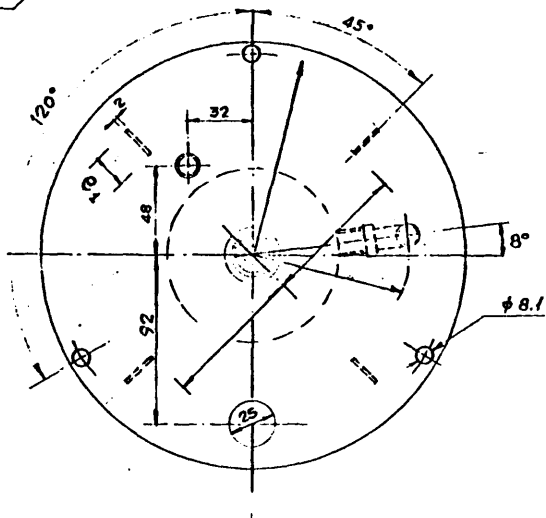
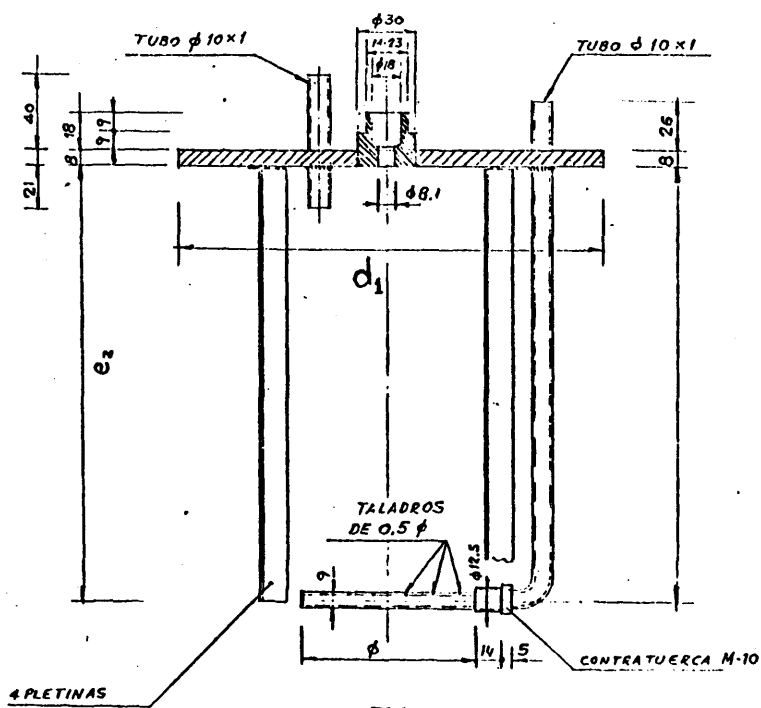


FIGURA 9.4 Esquema de la cubierta y los tabiques deflectores

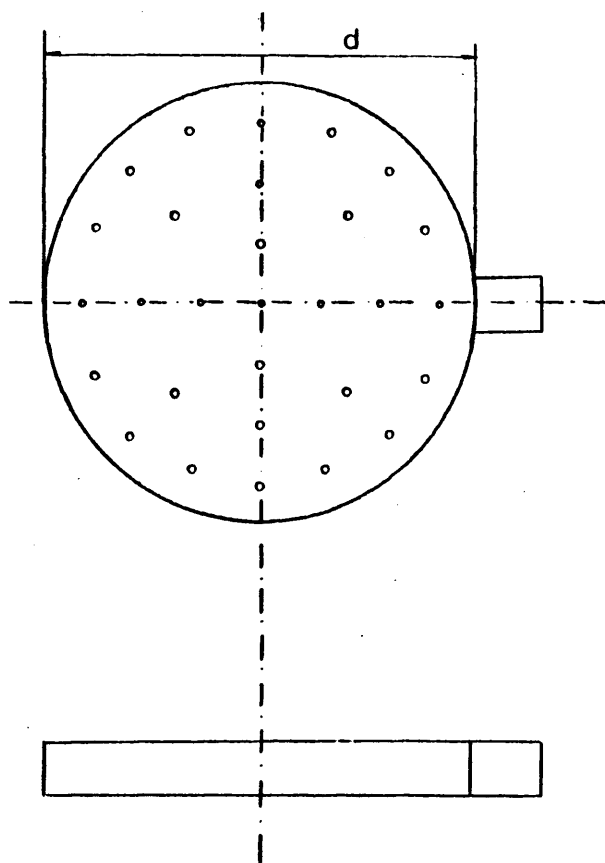


FIGURA 9.5 Esquema del difusor plano

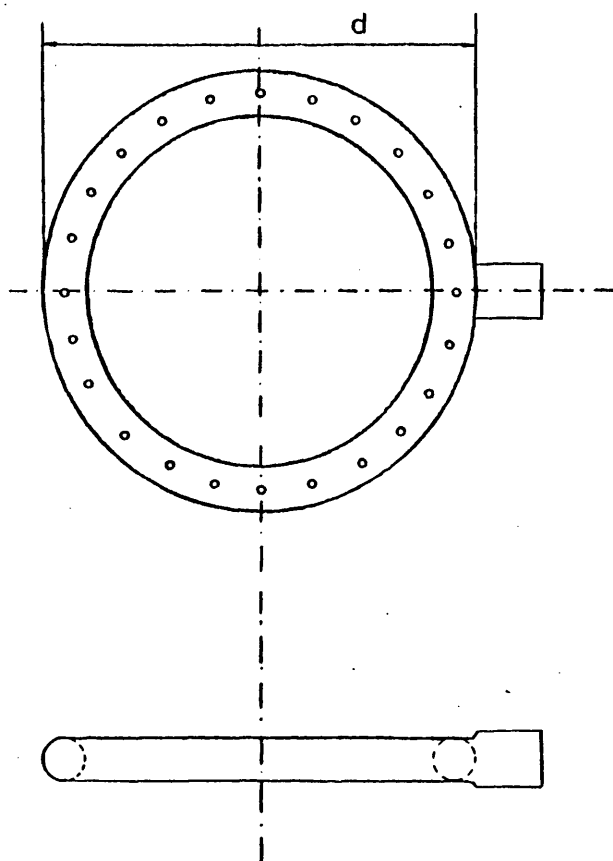
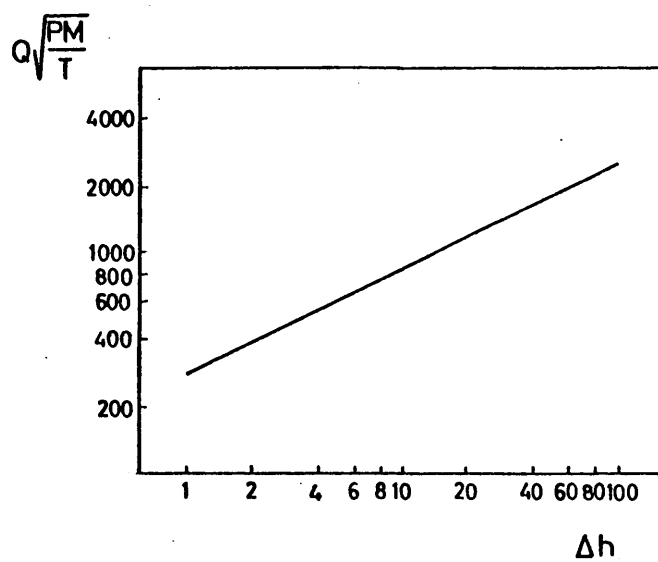


FIGURA 9.6 Esquema del difusor toroidal



Q : Caudal de gas (cm³/s)
 P : Presión atmosférica (mm Hg)
 T : Temperatura del gas (K)
 M : Peso molecular (gr/mol)
 Δh : Altura manométrica (cm)

FIGURA 9.7 Calibrado del diafragma

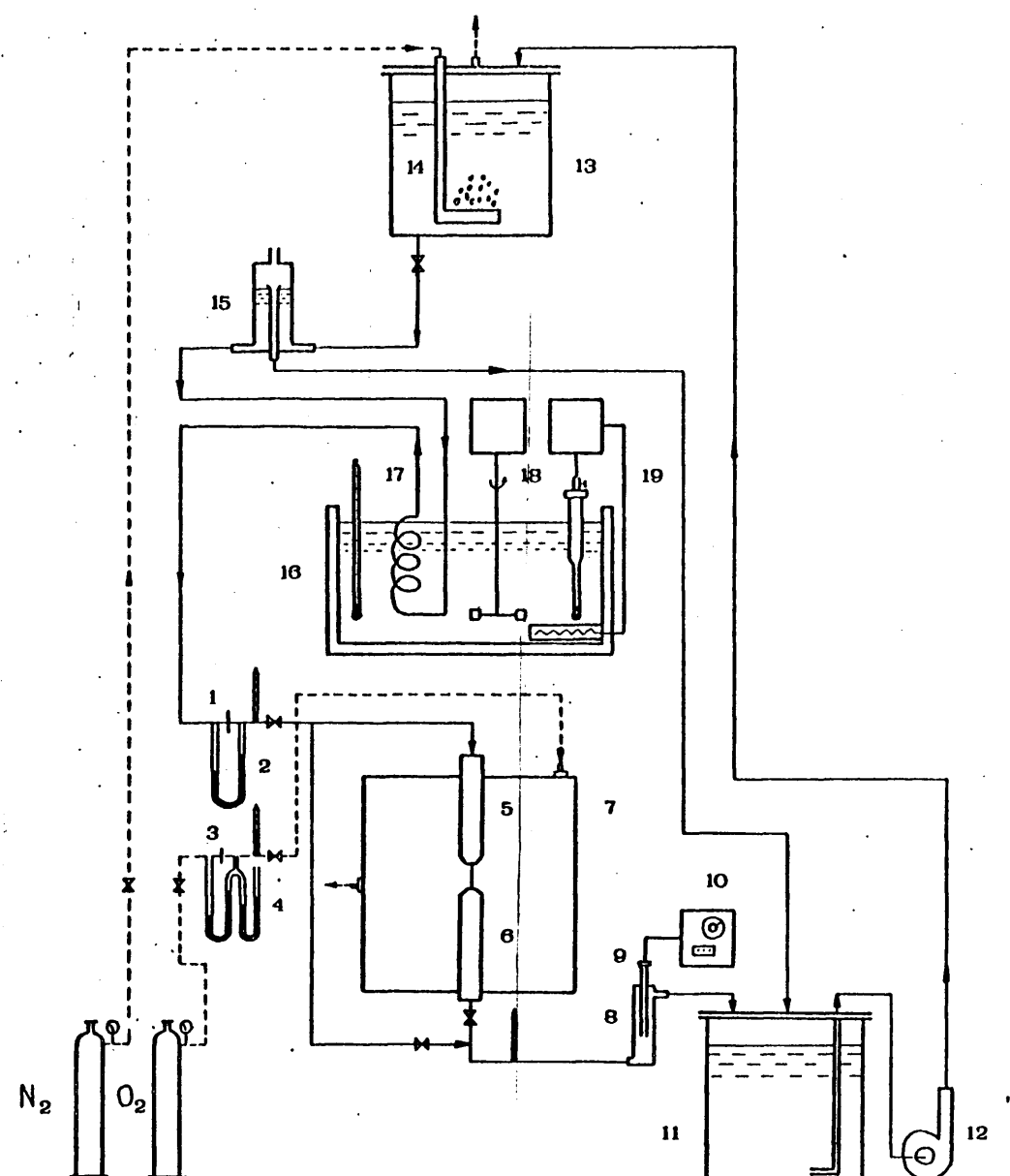


FIGURA 9.8 Instalación experimental para la determinación de difusividades.

Instalación experimental de la Figura 9.8

1. Medidor de caudal de líquido.
2. Manómetro de líquido.
3. Medidor de caudal de gas.
4. Manómetros de gas.
5. Boquilla superior.
6. Boquilla inferior.
7. Cámara del chorro.
8. Recipiente de contacto para el sistema medidor.
9. Electrodo.
10. Analizador de Oxígeno.
11. Depósito inferior.
12. Bomba peristáltica.
13. Depósito superior.
14. Difusor.
15. Tubo de nivel constante.
16. Baño termostático.
17. Serpentín.
18. Sistema de agitación.
19. Sistema de control de temperatura.

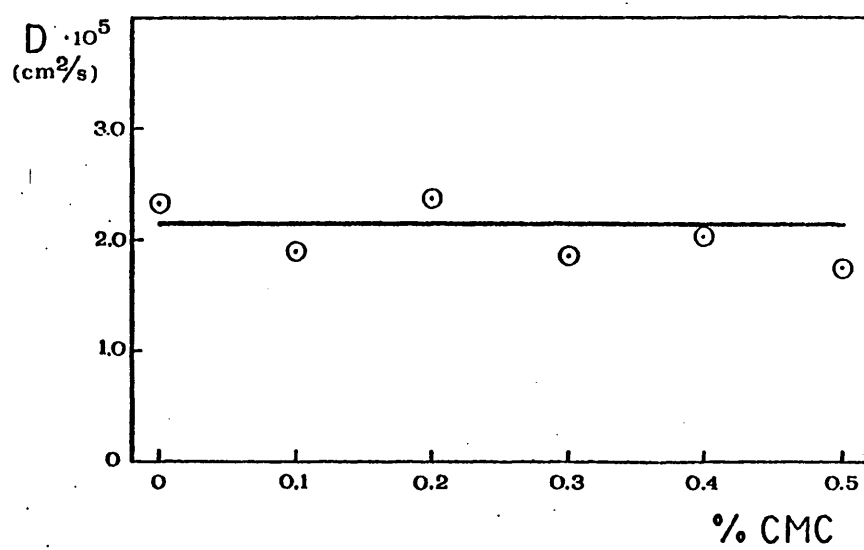


FIGURA 9.9 Coeficientes de difusión

UCLA - MULTIPLE LINEAR REGRESSION
HEALTH SCIENCES COMPUTING FACILITY
UNIVERSITY OF CALIFORNIA, LOS ANGELES

.. THIS VERSION OF BODIPR
-- WHEN ZERO LATENCY IS USED, SUBPROBLEMS GIVE BAD RESULTS.

PROGRAM CONTROL INFORMATION

```
P=POLICY TITLE IS *AJUSTE DE LOS IMPERFANDS DE LCS PECULOS*/  
INPUT VARIABLE ARE *  
CASE ARE LOW.  
FORMAT IS (%LCS OF 23-6)%.  
  
UNIT(S).  
VARIABLE CODES: NAME ARE LSP-LNWE, LNC-LNWE, LNNA-LNTD, SHSC-NAREP.  
VARIABLE CODES: NAME ARE  
DEPENDENT IS SHSL*/
```

TABLE TITLE AJUSTE DE LOS NEPERIANOS DE LOS MODULOS

```

NUMBER OF VARIABLES TO READ IN.      2
2. NUMBER OF VARIABLES ADDED BY TRANSFORMATIONS.  2
3. INITIAL NUMBER OF VARIABLES.        100
4. NUMBER OF CASES TO READ IN.        100
5. CASE LABELING VARIABLES             100
6. MISSING VALUE CHECKED BEFORE TRANSFORMATIONS  1
7. INPUT NUMBER TO BE RECALCULATED.     0
8. RECALCULATE INPUT NUMBER PRIOR TO READING. DATA.  YES
9. INPUT FORMAT (12A,6F23,0)

```

442 (ABLES T) 36 USED

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100

[illegible]

FIGURA 9.10

Programa de regresión lineal

2 LMS 7.25913 1.63072 0.22444 4.49791 11.05340
 3 LMS 9.26726 1.66440 0.18642 4.08400 12.33170 NOT USED IN REGRESSION OR RESIDUAL COMPUTATION
 4 LMS -6.45460 1.76107 -0.25400 -10.12590 -3.01489
 5 LMS 4.44555 0.26542 0.07403 4.04555 5.63479
 6 LMS -1.02336 -0.23013 -0.23013 -1.00610 -0.23063
 7 SMC 6.07312 1.25627 0.10620 4.15617 10.22965

COVARIANCE MATRIX

	1	2	3	4	5	6	7
1 LMS	1	0.7370					
2 LMS	2	0.6709	2.6993				
3 LMS	3	-0.7700	-2.6314	2.7836			
4 LMS	4	-0.8810	-2.7312	2.8793	3.0313		
5 LMS	5	0.0493	0.0983	-0.0053	-0.0301	0.1305	
6 LMS	6	0.1376	0.0360	0.0122	0.0272	-0.0053	0.0316
7 SMC	7	1.0329	1.8127	-1.6358	-1.0614	0.1011	0.1246

REGRESSION TITLE ADJUSTED INITIAL
 DEPENDENT VARIABLE 7 SMC
 ALL DATA CONSIDERED AS A SINGLE GROUP 0.0000

MULTIPLE R 0.9643
 MULTIPLE R-SQUARE 0.9288

ANALYSIS OF VARIANCE
 REGRESSION
 RESIDUAL

VARIABLE	COEFFICIENT	STU. RES.	COEFF.	T	PL2 TAIL
1 CONSTANT	1.8932	0.051	1.593	24.019	0.0
2	1.227	0.047	0.770	11.719	0.0
3	0.556	0.052	0.099	4.507	0.000
4	0.255	0.054	0.271	13.302	0.0

ANALYSIS OF VARIANCE OF REGRESSION COEFFICIENTS OVER GROUPS
 (= REDUCTION OF RESIDUALS AND TC GROUPING)

REGRESSION OVER GROUPS	SUM OF SQUARES	DF	MEAN SQUARE	F RATIO	P (TAIL)
RESIDUAL WITHIN GROUPS	1.250	5	0.250	7.405	0.0000
RESIDUAL BETWEEN GROUPS	5.392	142	0.038		

SIGNIFICANT F RATIO INDICATES THAT THE SLOPES AND/OR INTERCEPTS DIFFER BEYOND CHANCE BETWEEN THE GROUPS

FIGURA 9.10 (Cont.)

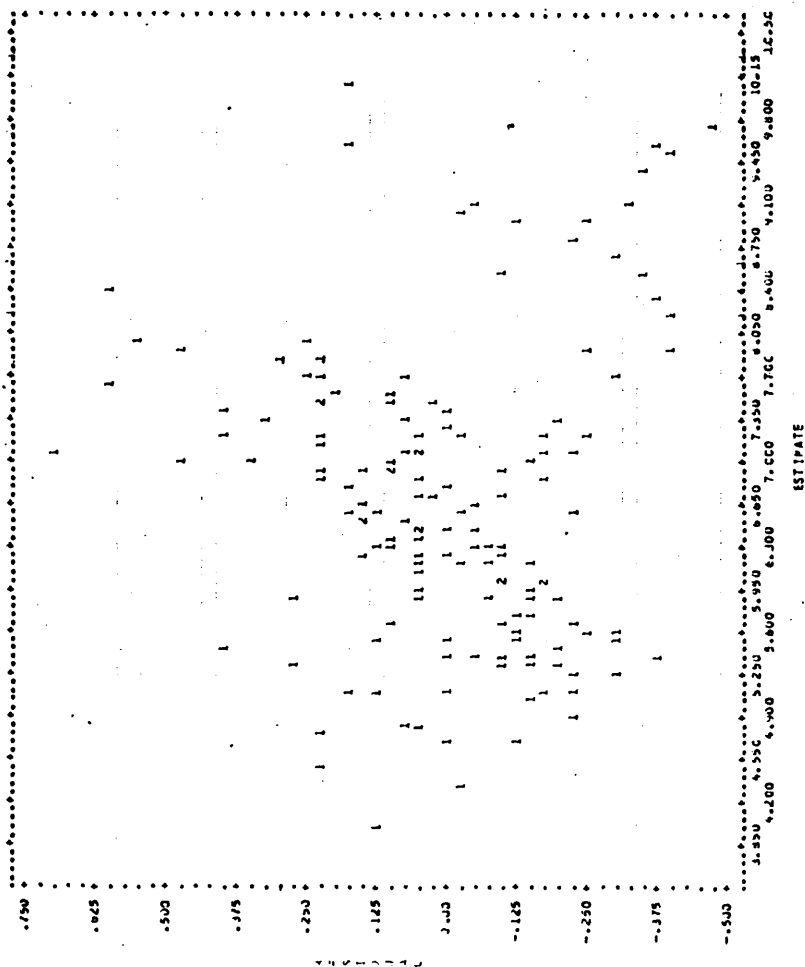
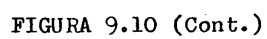


FIGURA 9.10 (Cont.)



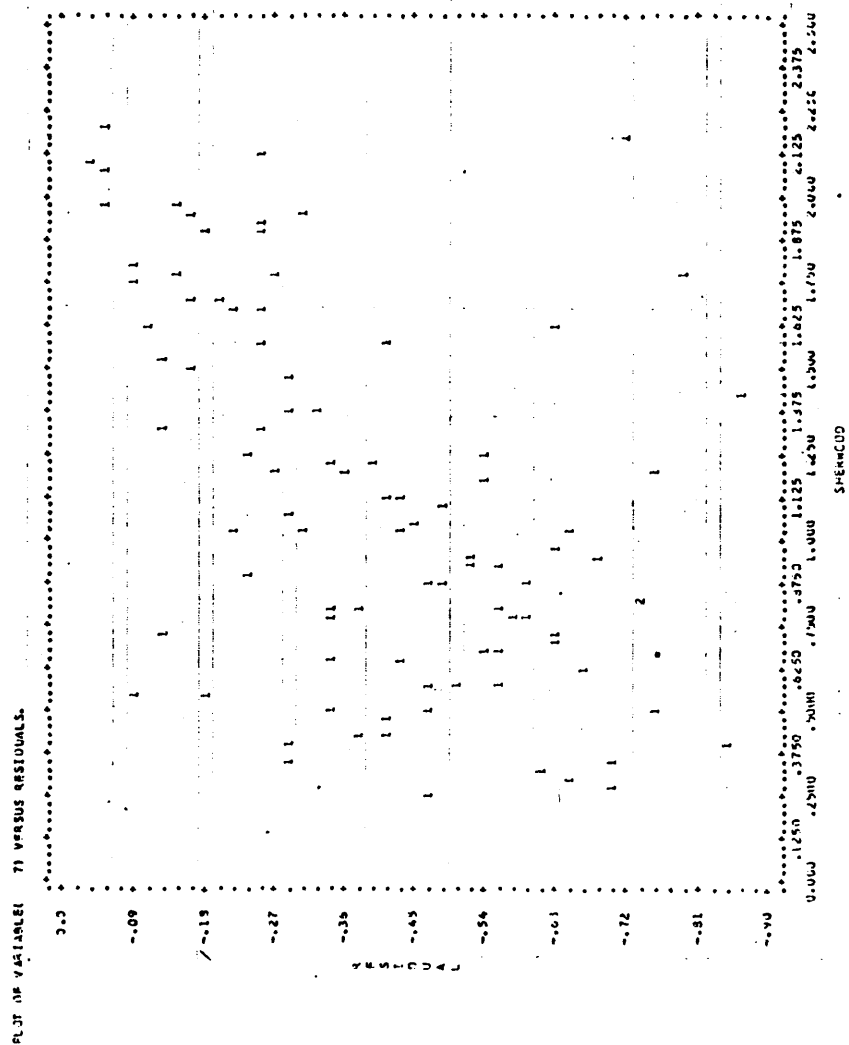


FIGURA 9.10 (Cont.)

MODRAP REVISED OCTOBER 7, 1974
 MODRAP REVISED APRIL, 1974

IN THIS VERSION OF MODRAP
 -- WHEN ZERO INTERCEPT IS USED, SUBROUTINES GIVE BAD RESULTS.

REGRESSION FROM GROUP 1 NONPAC
 REGRESSOR INTERCEPT
 REGRESSOR VARIABLE
 PRINT CORRELATION MATRIX
 PRINT RESIDUALS
 PRINT PLOT

NUMBER OF CASES READ 152
 CASES WITH DATA MISSING OR BEYOND LIMITS 71
 SEPARATING NUMBER OF CASES 71

VARIABLE	MEAN	STANDARD DEVIATION	ST. DEV./MEAN	MINIMUM	MAXIMUM
1 LASH	9.44309	0.81036	0.08573	7.32550	11.14910
2 LME	8.92719	1.56937	0.17462	6.49751	10.24480
3 LSC	8.57075	1.70699	0.19215	6.00860	12.33170
4 LNS	8.08515	1.86959	0.23119	-10.14292	20.44184
5 LNS	8.08515	1.86959	0.23119	-10.14292	20.44184
6 LNS	8.08515	1.86959	0.23119	-10.14292	20.44184
7 LNS	8.08515	1.86959	0.23119	-10.14292	20.44184

REGRESSION TITLE
 DEPENDENT VARIABLE
 TOLERANCE
 MULTIPLE R
 MULTIPLE R-SQUARE

ANALYSIS OF VARIANCE
 REGRESSION
 RESIDUAL

VARIABLE
 CONSTANT
 LASH
 LME
 LNS
 LNS

SUM OF SQUARES
 REGRESSION
 RESIDUAL

COEFFICIENT STD. ERROR
 CONSTANT
 LASH
 LME
 LNS
 LNS

T
 P (2 TAIL)
 F RATIO
 REGRESSION
 RESIDUAL

FIGURA 9.10 (Cont.)

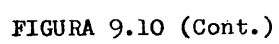




FIGURA 9.10 (Cont.)

[illegible]

FIGURA 9.11

Programa de regresión no lineal

```

130000 - NON-LINEAR REGRESSION
HEALTH SCIENCES COMPUTING FACILITY
UNIVERSITY OF CALIFORNIA, LOS ANGELES
PAQUHAM REVISED OCTOBER 11, 1974
MATEUP REVISED APRIL, 1974

THIS VERSION OF QWAPR
-- THE CONSTRAINT OPTION IS NOT AVAILABLE.

PAQUHAM CONTROL INFORMATION

PROGRAM TITLE IS AJUSTE NO LINEAL DE LOS MUJOS. /
INPUT VARIABLE NO. 6.
CASE NAME FOR
  PUSAT IS 1124.023.21.
UNIT=3. /
VARIABLE ADD=1.
NAME ARE CIGIENRE,REYNOLDS,SCMIDT,WEBER,HAIR,HAZONTO,SHERWOOD. /
PLAY VARIABLE ARE CIGIENRE,SHERWOOD,REYNOLDS. PROBIT. RES ID. SIZE IS 100.50. /
REGRESSION DEPENDENT IS CIGIENRE. PARAMETER ARE 6.
ITER=15. HALVS. /
PARAMETER INITIAL ARE 10.0 11.0 3.0 5.0 5.0 1.1 0.0. /
END

PROGRAM TITLE . . . . AJUSTE NO LINEAL DE LOS MUJOS
NUMBER OF VARIABLES TO BE USED . . . . . 6
TOTAL NUMBER OF TRANSFORMATIONS . . . . . 1
TOTAL NUMBER OF CASES TO BE USED . . . . . 169
NUMBER OF CASES TO BE USED . . . . . 169
CASE LABELING VARIABLES . . . . .
LIMITS AND MISSING VALUES CHECKED BEFORE TRANSFORMATIONS
INPUT UNIT NUMBER . . . . . 6
RESULTS INPUT UNIT NAME TO BE USED . . . . . DATA . . . YES
INPUT FORMAT
1124.023.21

VARIABLES TO BE USED
1 CIGIENRE 2 REYNOLDS 3 SCMIDT 4 WEBER 5 HAIR
6 HAZONTO 7 SHERWOOD

VARIABLES TO BE PLOTTED
1 CIGIENRE 2 SCMIDT
PLOT OF PREDICTED VALUES VERSUS RESIDUALS . . . YES
PROBIT PLOT OF RESIDUALS . . . . . YES

```

FIGURA 9.11 (Cont.)

```

REGRESSION TITLE
=====
DEPENDENT VARIABLE ..... CCCLIENTE .....
WEIGHTING VARIABLE .....
NUMBER OF PARAMETERS ..... 6 .....
NUMBER OF CONSTRAINTS ..... 0 .....
TOLERANCE FOR PIVOTING ..... 0.0001 .....
MAXIMUM NUMBER OF ITERATIONS ..... 15 .....
MAXIMUM NUMBER OF INCREMENT HALVINGS ..... 5 .....

***** THE ABOVE SPECIFICATIONS THIS PROGRAM COULD PROCESS 1205 CASES. *****
***** CASES WITH USE SET 17 ZERO *****
***** REMAINING NUMBER OF CASES *****
*****
VARIABLE NAME STANDARD DEVIATION MINIMUM MAXIMUM
1 CCCLIENTE 0.065072 0.174021 0.0 1.000000
2 C5V2L5 2.394307 5.747339 0.0 30.312784
3 C5W1T37 2.234916 7.339962 0.0 22.878299
4 C5W1T37 2.234916 7.339962 0.0 22.878299
5 C5W1T37 2.234916 7.339962 0.0 22.878299
6 C5W1T37 2.234916 7.339962 0.0 22.878299
7 C5W1T37 2.234916 7.339962 0.0 22.878299

*****
PARAMETER MINIMA .....
PARAMETER OPTIMA .....
*****
ITERATION INCREMENT RESIDUAL SUM OF SQUARES
NUMBER HALVINGS PI 11 PI 23 PI 31 PI 41 PI 53 PI 63
0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
2 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
3 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
4 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
6 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
7 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
8 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
9 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
10 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
11 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
12 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
13 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
14 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5
15 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5 5

***** 3 WAS THE SMALLEST RESIDUAL SUM OF SQUARES. REMAINING CALCULATIONS ARE BASED ON THE RESULTS OF THIS ITERATION. *****

```

FIGURA 9.11 (Cont.)

SYMPTOMATIC CORRELATION MATRIX OF THE PARAMETERS

[illegible]

IF THE ASYMPTOTIC STANDARD DEVIATION OF A PARAMETER VALUE IS UNDEFINED A VALUE OF 0.0 IS PRINTED.

FIGURA 9.11 (Cont.)

LINE	NAME	PRODUCED CCE/INTF	PERCENT CCE/INTF	RESIDUAL	REVOLUS	SCHMIDT	WEBER	HAIR	RAZUNTE
1	1.1/1067		1.000000	-0.12467	0.698246	2.043019	1.267259	2.000000	0.352157
2	1.1/1155		1.000000	-0.131155	0.698486	2.090109	1.93089	1.93089	0.352157
3	1.0/5222		1.000000	-0.032222	0.698486	2.090109	2.375019	1.600000	0.352157
4	1.1/1135		1.000000	-0.140135	0.698246	2.090109	2.375019	1.600000	0.352157
5	1.0/5252		1.000000	-0.055252	0.698246	2.090109	3.061770	0.488887	0.352157
6	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
7	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
8	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
9	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
10	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
11	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
12	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
13	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
14	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
15	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
16	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
17	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
18	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
19	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
20	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
21	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
22	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
23	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
24	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
25	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
26	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
27	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
28	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
29	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
30	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
31	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
32	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
33	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
34	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
35	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
36	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
37	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
38	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
39	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
40	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
41	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
42	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
43	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
44	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
45	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
46	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
47	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
48	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
49	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
50	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
51	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
52	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
53	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
54	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
55	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
56	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
57	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
58	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
59	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
60	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
61	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
62	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
63	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
64	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
65	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
66	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
67	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
68	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
69	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
70	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
71	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
72	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
73	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
74	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
75	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
76	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
77	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
78	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
79	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
80	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
81	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
82	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
83	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
84	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
85	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
86	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
87	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
88	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
89	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
90	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
91	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
92	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
93	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
94	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
95	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
96	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
97	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
98	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
99	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157
100	1.0/5115		1.000000	-0.055115	0.698246	2.090109	1.202752	1.17625	0.352157

FIGURA 9.11 (Cont.)

CASE NO.	PREDICTED C.C. FINE	OBSERVED C.C. FINE	RESIDUAL	SUM OF SQR.
1	1.123657	1.003330	-0.120327	1.339209
2	1.131155	1.019000	-0.112155	1.521446
3	1.095222	1.070000	-0.035222	1.751209
4	1.149135	1.000000	-0.149135	1.780180
5	1.055232	1.000000	-0.055232	2.071209
6	1.063345	1.000000	-0.063345	2.355509
7	1.000000	1.000000	0.000000	2.640000
8	1.316178	1.000000	-0.316178	3.061169
9	1.259666	1.000000	-0.259666	3.534559
10	1.249974	1.000000	-0.249974	3.704000
11	1.277556	1.000000	-0.277556	3.878559
12	1.267200	1.000000	-0.267200	4.077400
13	1.267200	1.000000	-0.267200	4.280600
14	1.267200	1.000000	-0.267200	4.487800
15	1.267200	1.000000	-0.267200	4.699000
16	1.267200	1.000000	-0.267200	4.914200
17	1.267200	1.000000	-0.267200	5.133400
18	1.267200	1.000000	-0.267200	5.356600
19	1.267200	1.000000	-0.267200	5.583800
20	1.267200	1.000000	-0.267200	5.815000
21	1.267200	1.000000	-0.267200	6.050200
22	1.267200	1.000000	-0.267200	6.289400
23	1.267200	1.000000	-0.267200	6.532600
24	1.267200	1.000000	-0.267200	6.780800
25	1.267200	1.000000	-0.267200	7.033000
26	1.267200	1.000000	-0.267200	7.289200
27	1.267200	1.000000	-0.267200	7.549400
28	1.267200	1.000000	-0.267200	7.813600
29	1.267200	1.000000	-0.267200	8.081800
30	1.267200	1.000000	-0.267200	8.354000
31	1.267200	1.000000	-0.267200	8.630200
32	1.267200	1.000000	-0.267200	8.910400
33	1.267200	1.000000	-0.267200	9.194600
34	1.267200	1.000000	-0.267200	9.482800
35	1.267200	1.000000	-0.267200	9.775000
36	1.267200	1.000000	-0.267200	10.071200
37	1.267200	1.000000	-0.267200	10.371400
38	1.267200	1.000000	-0.267200	10.675600
39	1.267200	1.000000	-0.267200	10.983800
40	1.267200	1.000000	-0.267200	11.296000
41	1.267200	1.000000	-0.267200	11.612200
42	1.267200	1.000000	-0.267200	11.932400
43	1.267200	1.000000	-0.267200	12.256600
44	1.267200	1.000000	-0.267200	12.584800
45	1.267200	1.000000	-0.267200	12.917000
46	1.267200	1.000000	-0.267200	13.253200
47	1.267200	1.000000	-0.267200	13.593400
48	1.267200	1.000000	-0.267200	13.937600
49	1.267200	1.000000	-0.267200	14.285800
50	1.267200	1.000000	-0.267200	14.638000
51	1.267200	1.000000	-0.267200	14.994200
52	1.267200	1.000000	-0.267200	15.354400
53	1.267200	1.000000	-0.267200	15.718600
54	1.267200	1.000000	-0.267200	16.086800
55	1.267200	1.000000	-0.267200	16.459000
56	1.267200	1.000000	-0.267200	16.835200
57	1.267200	1.000000	-0.267200	17.215400
58	1.267200	1.000000	-0.267200	17.599600
59	1.267200	1.000000	-0.267200	17.987800
60	1.267200	1.000000	-0.267200	18.380000
61	1.267200	1.000000	-0.267200	18.776200
62	1.267200	1.000000	-0.267200	19.176400
63	1.267200	1.000000	-0.267200	19.580600
64	1.267200	1.000000	-0.267200	19.988800
65	1.267200	1.000000	-0.267200	20.391000
66	1.267200	1.000000	-0.267200	20.797200
67	1.267200	1.000000	-0.267200	21.207400
68	1.267200	1.000000	-0.267200	21.621600
69	1.267200	1.000000	-0.267200	22.039800
70	1.267200	1.000000	-0.267200	22.462000
71	1.267200	1.000000	-0.267200	22.888200
72	1.267200	1.000000	-0.267200	23.318400
73	1.267200	1.000000	-0.267200	23.752600
74	1.267200	1.000000	-0.267200	24.190800
75	1.267200	1.000000	-0.267200	24.633000
76	1.267200	1.000000	-0.267200	25.079200
77	1.267200	1.000000	-0.267200	25.529400
78	1.267200	1.000000	-0.267200	25.983600
79	1.267200	1.000000	-0.267200	26.441800
80	1.267200	1.000000	-0.267200	26.904000
81	1.267200	1.000000	-0.267200	27.369200
82	1.267200	1.000000	-0.267200	27.837400
83	1.267200	1.000000	-0.267200	28.309600
84	1.267200	1.000000	-0.267200	28.785800
85	1.267200	1.000000	-0.267200	29.266000
86	1.267200	1.000000	-0.267200	29.750200
87	1.267200	1.000000	-0.267200	30.238400
88	1.267200	1.000000	-0.267200	30.730600
89	1.267200	1.000000	-0.267200	31.226800
90	1.267200	1.000000	-0.267200	31.727000
91	1.267200	1.000000	-0.267200	32.231200
92	1.267200	1.000000	-0.267200	32.739400
93	1.267200	1.000000	-0.267200	33.251600
94	1.267200	1.000000	-0.267200	33.767800
95	1.267200	1.000000	-0.267200	34.288000
96	1.267200	1.000000	-0.267200	34.812200
97	1.267200	1.000000	-0.267200	35.340400
98	1.267200	1.000000	-0.267200	35.872600
99	1.267200	1.000000	-0.267200	36.408800
100	1.267200	1.000000	-0.267200	36.949000

FIGURA 9.11 (Cont.)

25	1.104443	1.000000	-0.334443	0.776200
26	1.092114	1.000000	-0.437886	0.885916
27	1.079633	1.000000	-0.524633	1.000174
28	1.067012	1.000000	-0.594012	1.124900
29	1.054251	1.000000	-0.646251	1.264430
30	1.041361	1.000000	-0.683639	1.424930
31	1.028344	1.000000	-0.709344	1.614900
32	1.015202	1.000000	-0.724202	1.840000
33	1.001936	1.000000	-0.729236	2.105490
34	0.988548	1.000000	-0.725448	2.417361
35	0.975030	1.000000	-0.713830	2.780819
36	0.961384	1.000000	-0.695384	3.202269
37	0.947612	1.000000	-0.671112	3.688100
38	0.933716	1.000000	-0.641116	4.244800
39	0.919698	1.000000	-0.606398	4.878800
40	0.905560	1.000000	-0.567860	5.595600
41	0.891304	1.000000	-0.526504	6.401600
42	0.876932	1.000000	-0.483432	7.304400
43	0.862446	1.000000	-0.438746	8.311600
44	0.847848	1.000000	-0.393548	9.431600
45	0.833140	1.000000	-0.347940	10.671600
46	0.818324	1.000000	-0.302024	12.039600
47	0.803402	1.000000	-0.255842	13.542400
48	0.788376	1.000000	-0.210476	15.186400
49	0.773248	1.000000	-0.165976	16.978400
50	0.758012	1.000000	-0.123372	18.924800
51	0.742670	1.000000	-0.082700	21.033600
52	0.727224	1.000000	-0.044080	23.312000
53	0.711676	1.000000	-0.007544	25.766400
54	0.696028	1.000000	0.026936	28.403200
55	0.680280	1.000000	0.061312	31.228800
56	0.664432	1.000000	0.095624	34.249600
57	0.648484	1.000000	0.129896	37.472000
58	0.632436	1.000000	0.164144	40.902400
59	0.616288	1.000000	0.198376	44.545600
60	0.600040	1.000000	0.232592	48.406400
61	0.583692	1.000000	0.266792	52.489600
62	0.567244	1.000000	0.300976	56.799200
63	0.550696	1.000000	0.335136	61.339200
64	0.534048	1.000000	0.369272	66.113600
65	0.517296	1.000000	0.403384	71.126400
66	0.500440	1.000000	0.437472	76.380800
67	0.483480	1.000000	0.471536	81.880000
68	0.466416	1.000000	0.505576	87.627200
69	0.449248	1.000000	0.539592	93.625600
70	0.431976	1.000000	0.573584	99.878400
71	0.414600	1.000000	0.607552	106.388800
72	0.397120	1.000000	0.641488	113.158400
73	0.379536	1.000000	0.675392	120.189600
74	0.361848	1.000000	0.709264	127.484000
75	0.344056	1.000000	0.743096	135.044800
76	0.326160	1.000000	0.776896	142.873600
77	0.308160	1.000000	0.810664	150.972800
78	0.290056	1.000000	0.844392	159.345600
79	0.271848	1.000000	0.878080	168.094400
80	0.253536	1.000000	0.911728	177.220800
81	0.235120	1.000000	0.945336	186.726400
82	0.216600	1.000000	0.978896	196.612800
83	0.197976	1.000000	1.012416	206.881600
84	0.179248	1.000000	1.045888	217.534400
85	0.160416	1.000000	1.079312	228.572800
86	0.141480	1.000000	1.112688	239.998400
87	0.122440	1.000000	1.146016	251.812800
88	0.103296	1.000000	1.179296	264.017600
89	0.084048	1.000000	1.212528	276.614400
90	0.064696	1.000000	1.245704	289.603200
91	0.045240	1.000000	1.278824	302.985600
92	0.025680	1.000000	1.311888	316.763200
93	0.006016	1.000000	1.344896	330.937600
94	-0.013648	1.000000	1.377848	345.509600
95	-0.033176	1.000000	1.410744	360.480000
96	-0.052560	1.000000	1.443584	375.849600
97	-0.071792	1.000000	1.476368	391.618400
98	-0.090872	1.000000	1.509096	407.786400
99	-0.109792	1.000000	1.541768	424.353600
100	-0.128544	1.000000	1.574384	441.320000
101	-0.147128	1.000000	1.606944	458.686400
102	-0.165544	1.000000	1.639448	476.452800
103	-0.183792	1.000000	1.671896	494.619200
104	-0.201872	1.000000	1.704288	513.185600
105	-0.219784	1.000000	1.736624	532.152000
106	-0.237528	1.000000	1.768904	551.518400
107	-0.255104	1.000000	1.801128	571.284800
108	-0.272512	1.000000	1.833296	591.451200
109	-0.289752	1.000000	1.865408	612.017600
110	-0.306824	1.000000	1.897464	632.984000
111	-0.323728	1.000000	1.929464	654.350400
112	-0.340464	1.000000	1.961408	676.116800
113	-0.357032	1.000000	1.993296	698.283200
114	-0.373432	1.000000	2.025128	720.849600
115	-0.389664	1.000000	2.056904	743.816000
116	-0.405728	1.000000	2.088624	767.182400
117	-0.421624	1.000000	2.120288	790.948800
118	-0.437352	1.000000	2.151896	815.115200
119	-0.452912	1.000000	2.183448	839.681600
120	-0.468304	1.000000	2.214944	864.648000
121	-0.483528	1.000000	2.246384	889.914400
122	-0.498584	1.000000	2.277768	915.480800
123	-0.513472	1.000000	2.309096	941.347200
124	-0.528192	1.000000	2.340368	967.513600
125	-0.542744	1.000000	2.371584	993.980000
126	-0.557128	1.000000	2.402744	1020.746400
127	-0.571344	1.000000	2.433848	1047.812800
128	-0.585392	1.000000	2.464896	1075.179200
129	-0.599272	1.000000	2.495888	1102.845600
130	-0.612984	1.000000	2.526824	1130.812000
131	-0.626528	1.000000	2.557704	1159.078400
132	-0.639904	1.000000	2.588528	1187.644800
133	-0.653112	1.000000	2.619296	1216.511200
134	-0.666152	1.000000	2.649992	1245.677600
135	-0.679024	1.000000	2.680624	1275.144000
136	-0.691728	1.000000	2.711184	1304.910400
137	-0.704264	1.000000	2.741672	1334.976800
138	-0.716632	1.000000	2.772088	1365.343200
139	-0.728832	1.000000	2.802432	1395.999600
140	-0.740864	1.000000	2.832704	1426.956000
141	-0.752728	1.000000	2.862904	1458.212400
142	-0.764424	1.000000	2.893032	1489.768800
143	-0.775952	1.000000	2.923088	1521.625200
144	-0.787312	1.000000	2.953072	1553.781600
145	-0.798512	1.000000	2.982984	1586.238000
146	-0.809552	1.000000	3.012816	1618.994400
147	-0.820432	1.000000	3.042568	1652.050800
148	-0.831152	1.000000	3.072240	1685.407200
149	-0.841712	1.000000	3.101832	1719.063600
150	-0.852112	1.000000	3.131344	1753.020000
151	-0.862352	1.000000	3.160776	1787.276400
152	-0.872432	1.000000	3.190128	1821.832800
153	-0.882352	1.000000	3.219400	1856.689200
154	-0.892112	1.000000	3.248592	1891.845600
155	-0.901712	1.000000	3.277704	1927.302000
156	-0.911152	1.000000	3.306736	1963.058400
157	-0.920432	1.000000	3.335688	1999.114800
158	-0.929552	1.000000	3.364560	2035.471200
159	-0.938512	1.000000	3.393352	2072.127600
160	-0.947312	1.000000	3.422064	2109.084000
161	-0.955952	1.000000	3.450696	2146.340400
162	-0.964432	1.000000	3.479248	2183.896800
163	-0.972752	1.000000	3.507720	2221.753200
164	-0.980912	1.000000	3.536112	2259.909600
165	-0.988912	1.000000	3.564424	2298.366000
166	-0.996752	1.000000	3.592656	2337.122400
167	-1.004432	1.000000	3.620808	2376.178800
168	-1.011952	1.000000	3.648880	2415.535200
169	-1.019312	1.000000	3.676872	2455.191600
170	-1.026512	1.000000	3.704784	2495.148000
171	-1.033552	1.000000	3.732616	2535.404400
172	-1.040432	1.000000	3.760368	2575.960800
173	-1.047152	1.000000	3.788040	2616.817200
174	-1.053712	1.000000	3.815632	2657.973600
175	-1.060112	1.000000	3.843144	2699.430000
176	-1.066352	1.000000	3.870576	2741.186400
177	-1.072432	1.000000	3.897928	2783.242800
178	-1.078352	1.000000	3.925192	2825.599200
179	-1.084112	1.000000	3.952368	2868.255600
180	-1.089712	1.000000	3.979456	2911.212000
181	-1.095152	1.000000	4.006456	2954.468400
182	-1.100432	1.000000	4.033368	2998.024800
183	-1.105552	1.000000	4.060192	3041.881200
184	-1.110512	1.000000	4.086928	3086.037600
185	-1.115312	1.000000	4.113576	3130.494000
186	-1.12	1.000000	4.140136	3175.250400

FIGURA 9.11 (Cont.)

BIBLIOGRAFIA

1. ACRIVOS, A., SHAD, M.J. y PETERSON, E.E.; AIChE J., 6, 312 (1960)
2. AKITA, K. y YOSHIDA, F.; Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 12, 76 (1973)
3. ASTARITA, R.A. y MASHELKAR, R.A.; "Heat and mass transfer in non-Newtonian fluids". The Chemical Engineer (U.K.), 317, 100 (1977)
4. BANKS, G.T.; "Scale-up of Fermentation Processes". Topics in Enzyme and Fermentation Biotechnology 3
5. BARNETT, S.M., HUMPHREY, A.E. y LITT, M.; "Bubble motion and mass transfer in non newtonian fluids". AIChE J., 12, 253, (1966)
6. BHAVARAJU, S.M., MASHELKAR, R.A. y BLANCH, H.W.; "Bubble motion and mass transfer in non newtonian fluids". AIChE J., 24 (6), 1063 (1978)
7. BINGHAM, E.C. y GREEN, H.; "Paint, a plastic material and not a viscous liquid; the measurement of its movility and yield value". Proc. ASTM, 19, 640 (1919)
8. Biomedical Computer Programs. Universidad de California L.A.

9. BLANCH, H.W., BHAVARAJU, S.M.; "Non-Newtonian fermentation broths: rheology and mass transfer". *Biotech. Bioengng.*, 18, 745 (1976)
10. BUCHHOLTZ, H. y col.; "Bubble swarm behaviour and gas absorption in non-Newtonian fluids in sparged columns". *Chem. Engng. Sci.*, 33 (8), 1061 (1978)
11. CALDERBANK, P.H.; *Int. Symposium on Distillation European Federation of Chemical Engineering, Inglaterra* (1960)
12. CALDERBANK, P.H.; "Physical rate processes in industrial fermentation. Parts 1 and 2". *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, 36, 443 (1958) y 37, 173 (1959)
13. CALDERBANK P.H., JOHNSON, D.S.L. y Loudon, J.; "Mechanics and mass transfer of single bubbles in free rise through some Newtonian and non-Newtonian liquids". *Chem. Engng. Sci.*, 25, 235 (1970)
14. CALDERBANK P.H. y Moo-Young, M.B.; "The continuous phase heat mass-transfer properties of dispersions". *Chem. Engng. Sci.*, 16, 39.(1961)
15. CHARLES, M.; "Technical aspects of the rheological properties of microbial cultures". *Advances in Biochemical Engineering*, Vol. 8. Springer-Verlag. Nueva York (1978)
16. CHAVAN, V.V. y MASHELKAR, R.A.; "Gas absorption in falling non-newtonian films". *Chem. Eng. J.*, 4, 223 (1972)
17. CLARK, L.C.; *Trans. Am. Soc. Artif. Organs.*, 2, 41 (1956)
18. COOPER, C.M., FERNSTROM, G.A. y MILLER, S.A.; *Ind. Chem. Eng.*, 36, 504 (1944)
19. COSTA, E.; "Fenómenos de transporte. Cap. 1. Generalidades"., *Notas de clase. Dep. Ingeniería Química. Fac. C. Químicas. Univ. Complutense. Madrid* (1978)
20. COSTA, E.; "Fenómenos de transporte. Cap. 4. Transporte turbulento". *Notas de clase. Dep. Ingeniería Química. Fac. C. Químicas. Univ. Complutense. Madrid* (1978)
21. COSTA, E. y col.; "Transferencia de materia en tanques agitados: Disolución de sólidos puros. Partes I y II". *An. R. Soc. Esp. Fis. Quim.*, 74, 658 y 667 (1978)

22. COSTA, E. y col.; "Transferencia de materia en líquidos no - newtonianos: Disolución de sólidos puros en tanques agitados". An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., en publicación
23. COSTA, E. y col.; "Transferencia de materia en líquidos no newtonianos: Parte I". An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., en publicación
24. COSTA, E. y col.; "Transferencia de materia en líquidos no newtonianos: Parte II". An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., en publicación
25. DANCKWERTS, P.V.; "Gas-Liquid reactions". Cap. 4. Chemical Engineering Series. Ed. McGraw-Hill
26. DAVIES, P.W.; Physical techniques in biological research, 4, 137 (1961)
27. DEFRAWI, M. y FINLAYSON, B.A.; AIChE J., 18, 251 (1972)
28. DEVARAJAN, G.V.; "Secondary flows of non-newtonian fluids". Ph. D. Thesis Univ. Salford. Inglaterra (1975)
29. EIRICH. "Rheology", Vol. 1, Cap. 3, "Finite plastic deformation". Academic Press. Nueva York (1956)
30. EIRICH. "Rheology", Vol. 4, "Thixotropy and dilatancy". Academic Press. Nueva York (1967)
31. FREDRICKSON, A.G.; "Principle and applications of rheology". Practice-Hall Inc. Londres (1964)
32. GHOSE, T.K., FIECHTER, A. y BLAKCBROUGH, W.; "Advances in biochemical engineering". Vol. 8. "Technical aspects of the rheological properties of microbial culture". Springer-Verlag. Nueva York (1978)
33. HARRIS, J. y WILKINSON, W.L.; "Momentum, heat and mass transfer in non-Newtonian turbulent flow in pipes". Chem. Engng. Sci., 26, 313 (1971)
34. LOUCAIDES, R. y McMANAMEY, W.J.; "Mass transfer into simulated fermentation media". Chem. Engng. Sci., 28, 2165 (1973)
35. LUKOV, A.V.; "External convective mass transfer in non-newtonian fluids". Int. J. Heat Mass Transfer, 12, 377 (1969)

36. MASHELKAR, R.A., CHAVAN, A.A. y KARAUTH, N.G.; "Solution of the problem of gas absorption in falling films of non-newtonian fluids by orthogonal collocation technique". Chem. Eng. J., 6, 75 (1973)
37. MEHTA, V.D. y SHARMA, M.M.; "Mass transfer in mechanically agitated gas-liquid contactors". Chem. Engng. Sci., 26, 461, (1971)
38. METZNER, A.B. y OTTO, R.E.; "Agitation of non-Newtonian fluids" AIChE J., 3 (1), 3 (1957)
39. MISHRA, I.M. y MISHRA, P.; "Non-newtonian boundary layer flow and mass transfer-turbulent flow". Indian J. Tech., 14, 375 (1976)
40. MISHRA, P. y SINGH, P.C.; Chem. Eng. Sc., 33, 1463 (1978)
41. MOHAN, V.; "Creeping flow of a power law fluid over a newtonian fluid sphere". AIChE J., 20, 180 (1974)
42. MOHAN, V. y RAGHURAMAN, J.; "A theoretical study of pressure drop for non-newtonian creeping flow past an assemblage of spheres". AIChE J., 22, 259 (1976)
43. NAKANOH, M. y YOSHIDA, F.; "Gas absorption by Newtonian and Non-Newtonian Liquids in a bubble Column". Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 19, (1), 190 (1980)
44. NISHIKAWA, M., KATO, H. y HASHIMOTO, K.; Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 16, 133 (1977)
45. OLDROYD, J.G.; Proc. Comb. Phil. Soc., 43, 100 (1947)
46. PEREZ, J.F. y SANDALL, O.C.; "Gas absorption by non-Newtonian fluids in agitated vessels". AIChE J., 20, 770 (1974)
47. RANADE, V.R.; "Gas absorption in and hydrodynamics of mechanically agitated gas-liquid contactors with polymer solutions" M. Sc. Thesis. Univ. Salford. Inglaterra (1977)
48. RANADE, V.D. y ULBRECHT, J.J.; "Influence of polymer additives on the gas-liquid mass transfer in stirred tanks". AIChE J., 24 (5), 796 (1978)
49. RAVETKAR, D. y KALE, D.; "Gas absorption into non-newtonian

- fluids in rotating disk contactors". Chem. Engng. Sci., 36, 399 (1980)
50. REINER, M.; "Deformation, strain and flow". 2^a Ed. Interscience. Nueva York (1960)
 51. RYU, D.Y. y OLDSHUE, J.Y.; "A re-assessment of mixing cost in fermentation processes". Biotechnol. Bioeng., 19, 621 (1977)
 52. SCHUGERL, K. y col.; "Application of tower bioreactors in cell mass production". Advances in Biochemical Engineering, Vol. 8. Springer-Verlag. Nueva York (1978)
 53. SEVERINGHAUS, J.W. ; Annal. N. Y. Acad. Sci., 148, 115 (1968)
 54. SISK, A.W.; Ind. Eng. Chem., 50, 1789 (1958)
 55. SKELLAND, A.H.P.; "Non-newtonian flow and heat transfer". Wiley. Nueva York (1967)
 56. STOKES, G.G.; Trans. Cambridge Phil. Soc., 8, 287 (1948)
 57. VOIGT, J., HECHT, V. y SCHUGERL, K.; "Absorption of oxygen in multistage bubble columns. II y III". Chem. Engng. Sci., 35, 1317 (1980)
 58. WASAN, D.T. y col.; "Mass transfer into dilute polymeric solutions". AIChE J., 18, 928 (1972)
 59. WELLES, R.H. y HUANG, C.C.; "Mass transfer from spherical gas bubbles and liquids drops moving in power law fluids in the laminar flow regime". Ind. Eng. Chem. Fundamentals, 9, 480, (1970)
 60. WESTERTERP, K.R. y col.; "Interfacial areas in agitated gas - liquid contactors". Chem. Engng. Sci., 18, 157 (1963)
 61. WISE, W.S.; J. Gen. Mic., 5, 167 (1951)
 62. YAGI, H. y YOSHIDA, F.; "Gas absorption by Newtonian and Non-Newtonian fluids in sparged agitated vessels". Ind. Engng. Chem. Process Des. Dev., 14, 488 (1975)
 63. ZANDI, I. y TURNER, C.D.; "The absorption of oxygen by dilute polymeric solutions, molecular diffusivity measurements". Chem. Engng. Sci., 25, 517 (1970)

64. ZLOKARNIK, M.; "Sorption Characteristics for gas-liquid contacting in mixing vessels". Advances in Biochemical Engineering, Vol. 8. Springer-Verlag. Nueva York (1978)

